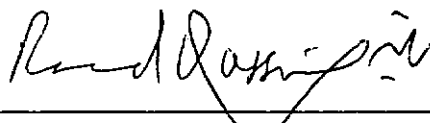


TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM LEITO FLUIDIZADO COM TUBOS
HORIZONTAIS IMERSOS

Jorge Gallo Navarro

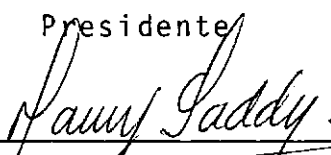
TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS PROGRAMAS DE
PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE
JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO
DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS (M.Sc.).

Aprovada por:

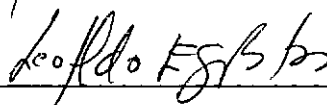


Prof. Raad Yahya Qassim

Presidente



Prof. Maury Saddy



Prof. Leopoldo E. G. Bastos

ESTADO DO RIO DE JANEIRO - BRASIL

SETEMBRO DE 1978

FICHA CATALOGRÁFICA

NAVARRO, JORGE GALLO

Transferência de Calor em Leito Fluidizado com Tubos
Horizontais Imersos [Rio de Janeiro] 1978

VII, 111p. 29,7 cm (COPPE-UFRJ , M.Sc.

Engenharia Mecânica, 1978)

Tese - Univ. Fed. do Rio de Janeiro. Fac. Engenharia

1. Transferência de Calor I. COPPE/UFRJ II. Título(série).

A mis inolvidables Padres
J. Diego Gallo (Q.D.D.G.)
J. Dolores Navarro
con mucho cariño y afecto.

A mi adorable novia
Gloria Enamorado
con mucho amor y admiración.

AGRADECIMIENTO

Al profesor Dr. Maury Saddy, orientador de tésis y al profesor Dr. R. Y. Qassim, bajo cuya orientación segura y objetiva fue posible la realización de este trabajo.

A los profesores de la COPPE que contribuyeron para mi formación.

A la Organización de Estados Americanos (OEA), por el soporte financiero durante mi permanencia en la COPPE.

Al Ingeniero Inf. Ricardo O. Ventura de C.T.P. por su colaboración en la realización del Trabajo.

Al personal Técnico del Programa de Ingeniería Nuclear de la COPPE, especialmente al Sr. Emygdio Pereira, por la decidida colaboración en la realización del trabajo.

RESUMEN

En un lecho de partículas de ceniza de carbón fluidizadas por aire con o sin tubos horizontales inmersos, se verifica la influencia de tubos en la expansión del lecho, así como también se establece una comparación entre las dos tendencias de expansión y la teoría bi-fásica de fluidización con los datos experimentales.

Experimentalmente se determinó la expansión del lecho usando la técnica de filme a baja velocidad, para observar las fluctuaciones de altura y la formación de burbujas en el lecho.

Uno de los tubos inmersos es calentado eléctricamente transfiriendo calor al lecho, observando las variaciones de temperatura con respecto al tiempo y a la velocidad superficial del gas; consecuentemente medidas del coeficiente de transferencia de calor global fueron hechas.

Para explicar el fenómeno de transferencia de calor se propone un modelo del mecanismo de transferencia de calor considerando que tanto la componente convectiva de la fase discreta como de la fase continua están afectadas por una fracción de superficie de contacto respectivamente.

ABSTRACT

In a bed of coal ash particles fluidized by air with or without horizontal immersed tubes, the influence of such tubes on the expansion of the bed is examined and comparison is made between experiment and the two-phase theory of fluidization.

The expansion of the bed was determined experimentally employing low speed cine photography in order to observe the fluctuations of bed height and the formation of bubbles at the bed surface.

One of the immersed tubes is electrically heated; the temporal variation of temperature is observed as a function of the superficial velocity of gas; consequently measurements of the coefficient of global heat transfer were carried out.

To explain the phenomenon of heat transfer, a model of the heat transfer mechanism is proposed, regarding that both the convective component of the discrete phase and continuous one are affected by the fraction of heat transfer surface in contact with its respective phase.

INDICE

	Pag.
CAPITULO I	
INTRODUCCIÓN	1
1.1 Concepto y Historia	1
1.2 Mecanismos de Transferencia de Calor en Lecho Fluidizado con Tubos Inmersos	2
1.3 Antecedentes Bibliográficos	6
1.4 Objetivos del Trabajo de Tesis	9
CAPITULO II	
EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL	11
2.1 Introducción	11
2.2 Distribuidor y Cámara de Intercambio	11
2.3 Fuente de Calor	14
2.4 Sistemas de Control	15
2.5 Procedimiento Experimental	17
CAPITULO III	
EXPANSION DE UN LECHO FLUIDIZADO	22
3.1 Introducción	22
3.2 Resultados y Discusiones	25
3.2.1 Lecho Fluidizado sin Tubos Inmersos.	25
3.2.2 Lecho Fluidizado con Tubos Inmersos.	28
CAPITULO IV	
MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LECHO FLUIDIZADO CON TUBOS INMERSOS SIMULANDO UN INTERCAMBIADOR DE CALOR	34
4.1 Introducción	34
4.2 Descripción del Modelo	35
4.3 Resultados y Discusiones	40
4.3.1 Determinación del Coeficiente de Transferencia de Calor Global	48

4.3.2 Evaluación de Constantes para la	
Correlación Propuesta	49
CAPITULO V CONCLUSIONES	67
BIBLIOGRAFIA	70
SIMBOLOGIA	76
APENDICE 1 FOTOGRAFIAS	79
APENDICE 2 CALIBRACIÓN DE TERMOPARES	83
APENDICE 3 DATOS EXPERIMENTALES HIDRODINAMICOS	86
APENDICE 4 DATOS EXPERIMENTALES TERMICOS	92
APENDICE 5 PREDICCIÓN DE LA TEMPERATURA DEL LECHO	
MEDIANTE UN ANALISIS MACROSCOPICO	108

INDICE DE FIGURAS

FIGURA	TITULO	PAG.
2.1	Montaje para Calibración de Termopares	84
2.2.1	Unidad de Intercambio de Calor	13
2.3.1	Colocación de Termopares en la Superficie de Trans <u>ferencia</u>	15
2.4.1	Vista Seccionada de los Rotámetros Usados	20
2.5.1	Diagrama Esquemático del Equipo Usado	21
3.1	Velocidad de Mínima Fluidización, $dp = 0,15\text{mm}$	32
3.2	Velocidad de Mínima Fluidización, $dp = 0,246\text{ mm}$..	32
3.3	Expansión del Lecho Sin Tubos	33
3.4	Expansión del Lecho Con Tubos Inmersos	33
4.1	Puntos Considerados Para Medir la Distribución de Temperatura del Lecho	53
4.2	Distribución Radial de Temperatura, $dp = 0,15\text{ mm}$.	54
4.3	Distribución Radial de Temperatura, $dp = 0,246\text{ mm}$.	59
4.4	Variación del Exponente "a" para un Lecho Fluidizado en Burbujeamiento Libre	63
4.5	Variación del Exponente "a" para un Lecho en Flujo Empistonado Parcialmente	64
4.6	Coefficiente de Transferencia de Calor Global $dp = 0,15\text{ mm}$	65
4.7	Coefficiente de Transferencia de Calor Global $dp = 0,246\text{ mm}$	66
5.1	Esquema para el Análisis Macroscópico	109

CAPITULO I

INTRODUCCION

1.1 CONCEPTO E HISTORIA

La Fluidización es una rama de la ciencia de mucho interes práctico; la cual consiste en hacer pasar un fluido a través de un medio (Lecho de Partículas) poroso provocando una expansión del medio.

Existen dos tipos de Fluidización; de Davidson J.F. and D. Harrison (10) las cuales son: Fluidización Particulada y Agregativa.

Fluidización Particulada sucede cuando un lecho es fluidizado por un fluido con una velocidad mayor que la de mínima fluidización, la altura del lecho tiene pequeñas fluctuaciones debido a que el fluido pasa suavemente por las separaciones interpartículas.

Fluidización Agregativa sucede cuando un lecho de partículas es fluidizado a gas, el exceso de gas de la condición de mínima fluidización pasa a través del lecho en forma de canales o burbujas, las cuales llegan a la superficie, frenando en el nivel superior y como consecuencia de ello se tienen fluctuaciones en la altura del lecho.

Debido al interes práctico de un lecho fluidizado a gas histórica y actualmente es estudiado el comportamiento Hidrodinámico y Térmico.

Historicamente el interés primario del Ingeniero en el comportamiento Hidrodinámico, ha sido el del transporte de sólidos; en el comportamiento Térmico, Kunii D. and O. Levenspiel (22) reportaron que ya en 1922 La Fritz Winkler construyó un lecho fluidizado de grande escala para gasificación del carbón; y debido a los altos coeficientes de transferencia de calor obtenidos, dichos sistemas estan siendo investigados para generar vapor.

1.2 MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LECHOS FLUIDIZADOS CON TUBOS INMERSOS

Es bien conocido que lechos de particulas sólidas fluidizadas a gas tienen muchas aplicaciones tecnológicas.

Sus características favorables estan relacionadas con las grandes superficies por unidad de volumen del lecho, y con una temperatura del lecho aproximadamente uniforme.

Los coeficientes de transferencia de calor de un lecho a los contornos de la pared o de superficies inmersas o vice-versa son conocidos a ser altos; del orden de 114.0 a 681. $W/m^2\ ^\circ C$ segun reportó Martin de A.J.F.(27), lo cual es una de las principales razones para el acriécimo de aplicaciones de Lechos Fluidizados en procesos industriales.

El proceso de transferencia de calor entre

el sistema y la superficie de transferencia de calor está íntima - mente asociada con el proceso de transferencia de calor entre el sólido fluidizado y el gas fluidizante, las razones de mezclas de partículas dentro del lecho; el comportamiento general y geometría del sistema fluidizado.

Consecuentemente los factores que controlan las características de transferencia de calor del sistema incluyen las siguientes variables que determinan las propiedades fluidizantes del lecho como sigue:

- Propiedades de los materiales

Conductividad Térmica, densidad y viscosidad del gas fluidizante

Conductividad Térmica, densidad y calor específico del Sólido Fluidizado

- Condiciones de Operación

Tamaño, distribución de tamaño, forma y razón de circulación de las partículas sólidas, concentración del sólido en el lecho, velocidad superficial del gas, temperatura, etc.

- Diseño de Equipo

Colocación y tamaño de la superficie de transferencia de calor, dimensiones del lecho fluidizado y forma del distribuidor.

Um estudio completo que cubra todos estos factores es muy amplio y su ejecución experimentalmente bastante trabajosa, de modo que las correlaciones existentes tienen una aplicación limitada.

Para explicar todos estos fenómenos que controlan la transferencia de calor en un sistema fluidizado a gas, existen tres tendencias muy conocidas en la formulación de modelos físicos de Mecanismos de Transferencia de Calor, segun Davidson J. F. and D. Harrison (11).

La primera tendencia encabezada por Dow W. M. and Jakob M. (13) y Richardson J. F. and Mitson A.E. (33) usan el criterio de que el mecanismo que controla la transferencia de calor es la conducción de calor através de una capa laminar de gas serca de la superficie de transferencia de calor.

Es lógico imaginar que en un lecho fluidizado, la espesura de la capa laminar no solamente depende de la velocidad superficial del gas y propiedades del fluido; así como tambien sobre la intencidad de movimiento de las partículas sólidas; por lo tanto al incrementar la velocidad superficial del gas las partículas serca de las superficies se muevem mas rápidamente con lo que se consigue disminuir la capa laminar serca de la superficie y por consiguiente un aumento en el coeficiente de transferencia de calor es atribuido a la disminución de la capa laminar.

Este modelo puede ser usado para la contribución de la componente convectiva de transferencia de calor.

En la segunda tendencia Zabrodsky S.S.(47) usa el criterio de que el movimiento de las partículas juega un papel dominante en la transferencia de calor considerando tambien una conducción térmica atraves de la capa del fluido a la superficie.

Los acr cimos del coeficiente de transfe-
rencia de calor son atribuidos a los altos gradientes de temperatu-
ra y al movimiento de partículas sólidas; segun Davidson J. F. and
Harrison D. (11) este modelo solamente puede ser aplicado en siste-
mas de fluidización particulada y no a sistemas que estan complica-
dos por la presencia de burbujas de gas.

La tercera tendencia encabezada por Mickley
H.S. and Fairbanks D.F. (30) y luego modificada por Kubie J. and
Broughton J. (21); Denloye A.O.O. and Botterill J.S.M. (12) y
Baskakov A.P. (5) es basada sobre transferencia de calor transien-
te por la fase contínua la cual es periodicamente desplazada de la
superficie de transferencia de calor por la fase discreta; por lo
tanto las razones de transferencia de calor dependen sobre las ra-
zones de calentamiento de la fase particulada y sobre la frecuen-
cia de su reemplazamiento; de lo que se puede concluir que los
acr cimos del coeficiente de transferencia de calor con relación a
la velocidad superficial del gas son atribuidos a simultaneos in-
crementos en la frecuencia de reemplazamiento de la fase particula-
da y al incremento del número de burbujas que forman la fase dis-
creta o discontinua a la superficie de transferencia de calor.

Segun Baskakov A.P. and V.M. Suprum (4) el
coeficiente de transferencia de calor global entre un lecho fluidi-
zado y superficies inmersas es una función de tres componentes; a
saber: Componente convectiva de las partículas, del gas y componen-
te debido a la radiaci n, entre superficies y entre vacíos próximos
 h_{pc} , h_{gc} y h_r respectivamente, es decir:

$$h_c = f(h_{pc}, h_{gc}, h_r)$$

Donde la componente convectiva de las partículas es debido al transporte de calor por el movimiento de las partículas.

La componente convectiva del gas es debido al calor absorbido por las burbujas de gas que cubren la superficie de intercambio.

La componente por radiación es debido al transporte de calor por radiación entre superficies y entre vacíos próximos y solamente es importante para temperaturas arriba de 600°C .

1.3 ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS

Vreedenberg H.A. (38) midió el coeficiente de transferencia de calor global de un lecho fluidizado a un tubo horizontal enfriado por agua; estudiando experimentalmente la variación de la temperatura del lecho, velocidad superficial del gas; diámetro medio, forma y densidad de las partículas; y diámetro del tubo.

El asumió de la analogía de transferencia de calor entre gases y tubos que el coeficiente de transferencia de calor es función del número de Reynolds y Prandtl respectivamente.

Sugiriendo dos correlaciones diferentes dependiendo únicamente de cual de las fuerzas viscosas o inerciales sobre las partículas son predominantes.

Recientemente Xavier A.M. and Davidson J. F. (42) propusieron un modelo de transferencia de calor entre un lecho fluidizado en flujo empistonado y superficies inmersas, quienes usan el criterio general de que el coeficiente de transferencia de calor es función aproximadamente de tres componentes, o sea coeficiente convectiva de las partículas y gas y coeficiente por radiación, este último lo consideraron despreciable por la faja de temperatura en que trabajaron.

Para determinar la componente convectiva de las partículas usan el criterio del modelo del Paquete de Mickley and Fairbanks (30) modificandolo con una resistencia del filme de gas adjacente a la superficie.

La componente convectiva del gas es obtenida de un análisis teórico y experimental de transferencia de calor en el paquete de tubos.

Para tubos horizontales consideraron que la espesura efectiva del filme de gas adjacente a la superficie es $dp/4$ en Xavier A. M. (43).

Mickley H.S. and Fairbanks D.F (30) desarrollaron un modelo de transferencia de calor de una superficie al lecho, considerando transferencia de calor transiente por el paquete; y que periódicamente es desplazado de la superficie por burbujas de gas, de un análisis teórico llegaron a encontrar que el coeficiente global de transferencia de calor es proporcional a la raíz cuadrada del producto de la conductividad térmica efectiva del

lecho; densidad del lecho, calor específico y un factor de movimiento.

Ellos asumieron como primer paso en el desarrollo del modelo, que algun tiempo en un sistema fluidizado está en contacto con la superficie calentada, transitoriamente sólido - sólido, sólido-superficie, gas-sólido y superficie-gas; el movimiento irregular de sólido y gas está continuamente marcando y destruyendo el contacto individual y este movimiento proporciona el medio para la transferencia de calor convectiva por ambos medios.

Por las operaciones simultaneas y sucesivas de estos dos procesos de transferencia, el calor es transferido de la superficie y dentro de los nucleos del lecho.

Este modelo del Paquete de Mickley en la actualidad es el mas aceptado para tentar correlacionar y predecir la transferencia de calor en lecho fluidizado.

Como consecuencia de lo anterior diferentes investigadores han adoptado dicho modelo y realizado algunas pequeñas variaciones, como por ejemplo Kubie J. and Broughton J. (21) considera variaciones en las propiedades del paquete en la región de la superficie. Denloye A.O.O. and Botterill J. S. M. (12) considera una resistencia a la transferencia de calor de la superficie de transferencia.

Por otro lado Baskakov A.P. and Suprum V. M. (4) determinaron la componente convectiva del gas puro, basado sobre la analogía de transferencia de calor convectivo y masa

durante la sublimación de material de una superficie de Naphthali-na; de datos experimentales él observó que la componente convecti-va del gas incrementava con las razones de incremento de fluidiza-ción y con los incrementos del diámetro de las partículas; y encon-tró que el Número de Nusselt es proporcional al número de Arquíme-des y Prandtl y a las razones de flujo elevados respectivamente a un índice, los cuales para cerrar la curva de transferencia de ca-lor versus velocidad superficial del gas son respectivamente 0,46; 0,33 y 0,3.

1.4 OBJETIVOS DEL TRABAJO DE TESIS

El objetivo del trabajo de tesis es corre-lacionar el coeficiente de transferencia de calor global de un le-cho de partículas de ceniza de carbón fluidizado a gas como una función de las propiedades térmicas y físicas de dicho sistema, li-gado a un proyecto de Combustion Fluidizada existente acá en el Brazil; Martin de Andrade J.F. (27).

Para obtener dicha correlación se diseñó y construyó un equipo de transferencia de calor y se usó el modelo del Paquete de Mickley H.S. and Fairbanks D.F. (30) y modificado por Xavier A.M. and Davidson J.F. (42) para determinar la componen-te convectiva de las partículas; y para determinar la componente convectiva del gas puro de las burbujas en la superficie, se usó la expresión dada por Baskakov A.P. and Suprum V.M. (4) y se consi-deró que la contribución de cada componente está afectada por una fracción de superficie de contacto con las fases particuladas y discreta respectivamente.

En el comportamiento Hidrodinámico de dicho sistema se establece una comparación de crecimiento de burbujas por coalescencia, tamaño y velocidad constante de burbujas con los datos experimentales; y se compara también la influencia de la presencia de tubos en la expansión del lecho.

CAPITULO II

EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL

2.1 INTRODUCCIÓN

Sierta cantidad del equipo experimental fue suministrado por firmas nacionales; y el resto fue diseñado y construido en los laboratorios de la COPPE, con lo que se logró obtener la unidad completa y accesorios para la realización del trabajo experimental.

En este capítulo se da una minuciosa descripción del equipo y materiales usados, así como de la técnica experimental seguida en la ejecución de dicha investigación.

2.2 DISTRIBUIDOR Y CAMARA DE INTERCAMBIO

De Kunii D. (22) se tiene que el comportamiento de un lecho fluidizado es fuertemente influenciado por el tipo de distribuidor de gas usado. Debido a la facilidad de cons-

trucción se usó una sola placa con agujeros; el criterio usado en el diseño del distribuidor es el dado por Kunii D. (22), admitiéndose que el diámetro de los agujeros deberían ser de 2 mm; por lo tanto dicho distribuidor consistió de una sola placa de acero inoxidable cuyas dimensiones son 162 x 310 x 2 mm con agujeros de 2 mm de diámetro en un arreglo triangular con 20 mm de paso diametral.

La cámara de intercambio y precámara consistió de un paralelepípedo de 300 x 150 x 500 y 300 x 150 x 100 mm respectivamente; y el material usado fue acrílico de 12 mm de espesura, para poder observar y filmar parte del fenómeno Hidrodinámico.

La figura 2.2.1 muestra la unidad seccionada en la que se puede observar sus componentes con los agujeros para colocar los tubos que simulan el intercambiador de calor, mediciones de temperatura y presión respectivamente.

En la cámara de intercambio se colocó ceniza de carbón de dos diámetros medios diferentes para experiencias correspondientes a cada diámetro, cuyas propiedades son dadas en las tablas 3.1 y 3.5.

El gas suministrado a la cámara fue por un compresor del Laboratorio de la Escuela de Ingeniería Marca Worthington, Modelo HB-9x9.

En las paredes de la cámara de intercambio se colocaron tres termopares de cobre-constantan con movimiento axial asu eje, dos de ellos fueron colocados horizontalmente y el

otro en posición vertical, éste último además del movimiento axial podía desplazarse lateralmente.

Estos tres termopares registraban la temperatura en diferentes puntos del lecho.

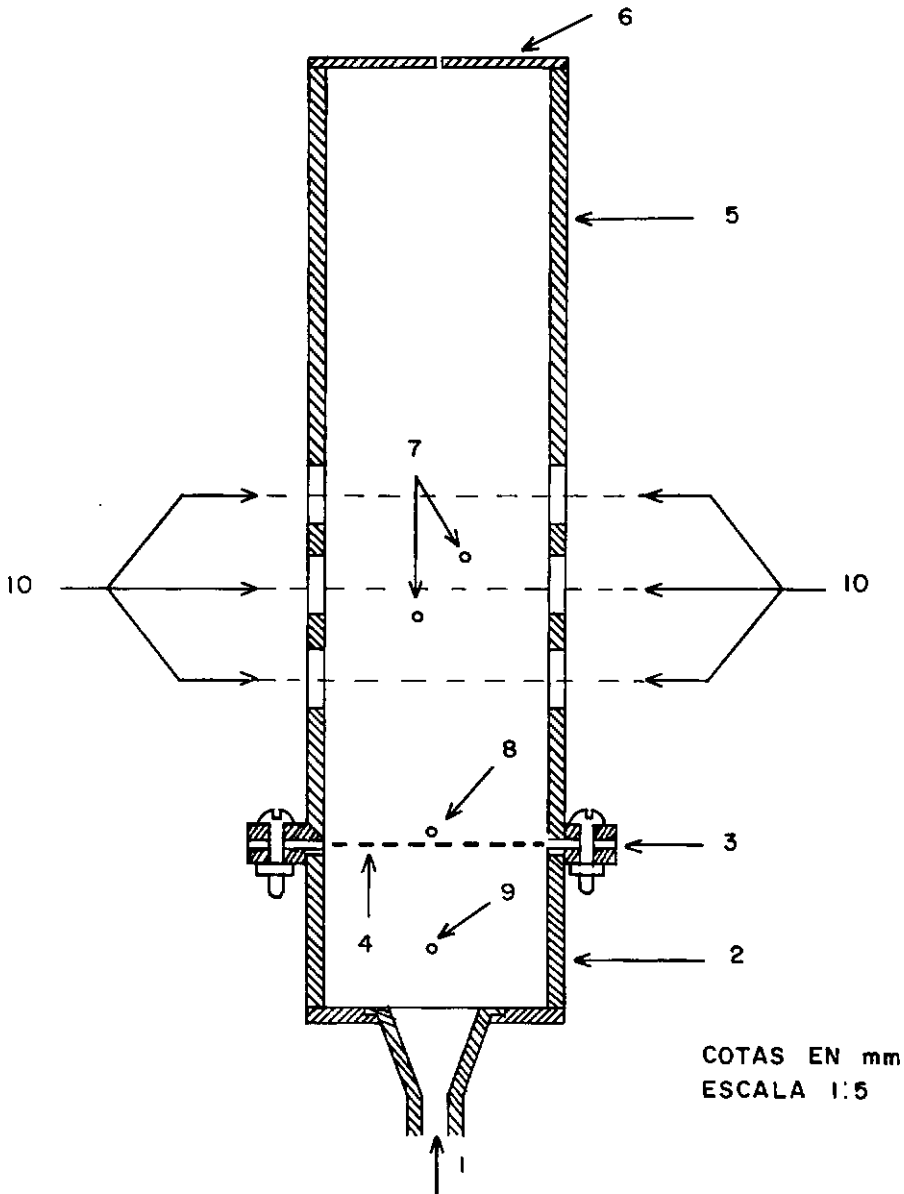


Figura 2.2.1 - Unidad de Intercambio de Calor

- | | |
|----------------------------------|---------------------------------|
| 1 - Entrada de Aire | 6 - Placa Movel con Aguj. Cent. |
| 2 - Precámara | 7 - Agujero para Termopares |
| 3 - Union y Sop del Distribuidor | 8 - Agujero de Extraccion |
| 4 - Distribuidor | 9 - Tomada de Presion |
| 5 - Camara de Intercambio | 10 - Agujeros para Tubos |

2.3 FUENTE DE CALOR

La figura 2.3.1 muestra la superficie de transferencia de calor cuya longitud efectiva de transferencia de calor es 150 mm y diámetros externo e interno de 20 y 6.6 mm respectivamente.

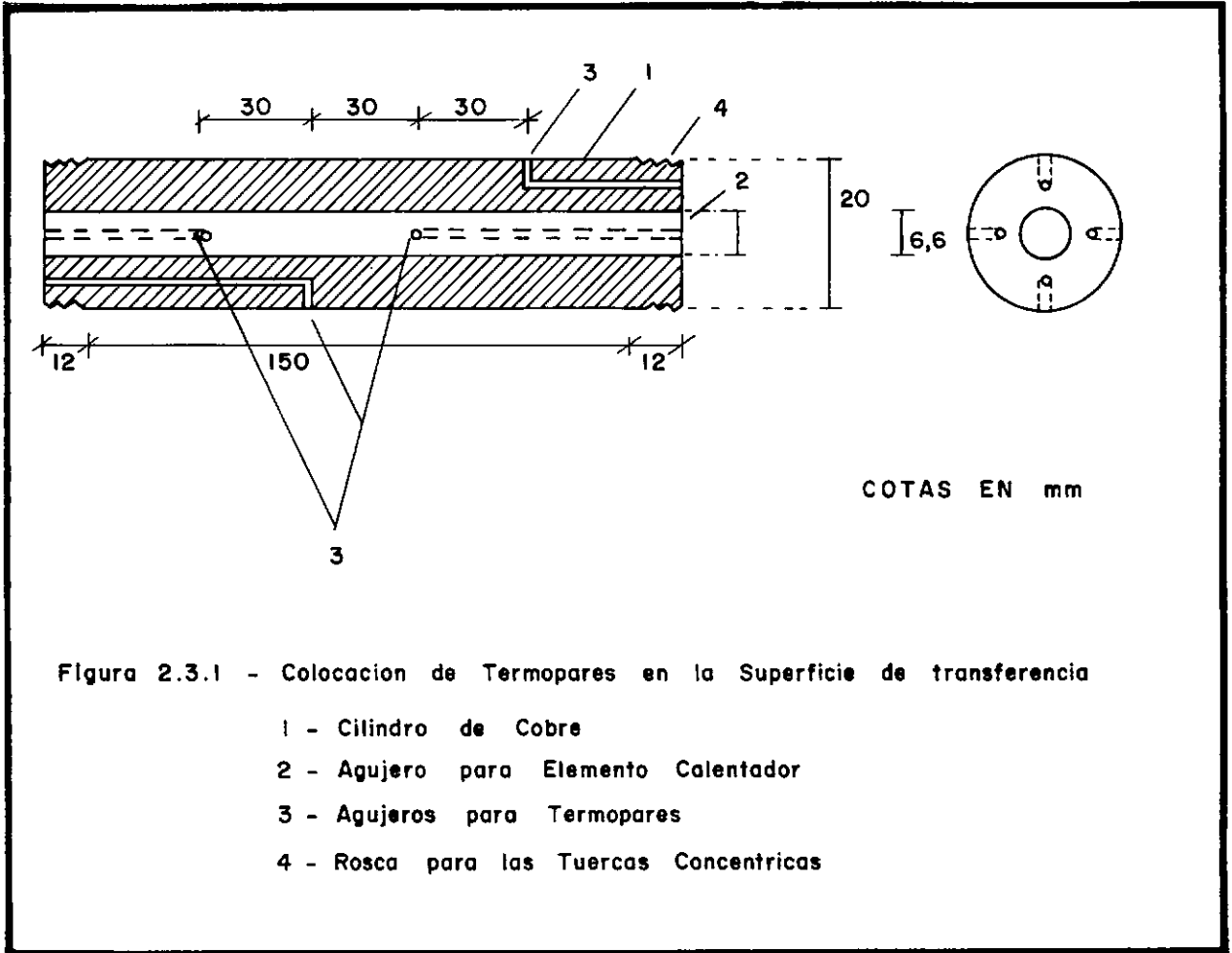
El elemento calentador consistió de una resistencia en cartucho de cobre con diámetro de 6,35 mm y 150 mm de longitud con capacidad máxima de 250 W.

Los extremos tanto de éste cilindro como de los otros 9 usados que forman el banco de tubos del intercambiador de calor, fueron soportados por tuercas concéntricas que entraban justamente en los agujeros de la pared de la cámara de intercambio y enroscaban en los cilindros; con la diferencia que las tuercas de la superficie de transferencia de calor eran de corcho de una longitud de 60 mm con lo que se consiguió aislarla de la pared del acrílico y axialmente del ambiente, y el resto eran de bronce.

Los 10 cilindros usados se colocaron en un arreglo triangular con paso diametral de 75 mm y la primera línea fue colocada a una altura del distribuidor de 100 mm con lo que la superficie de transferencia quedó a 165 mm del distribuidor.

Para la medición de temperatura se usaron 7 termopares de cobre-constantan con diámetro de 1,5mm, 4 fueron colocados en la superficie de transferencia de calor a 90° cada uno y espaciados 30 mm, con estos cuatro termopares se obtuvo la tempe

ratura media de la pared de la superficie; los otros tres descritos en el iten 2.2 registrataban la temperatura del lecho. En convina_ ción con los termopares se usó un potenciõmetro Leeds and Northrup modelo 8690-2.



2.4 SISTEMAS DE CONTROL

Para la realizaci3n de esta investigaci3n era necesario hacer 6 tipos de mediciones, los cuales son: expansi3n del lecho (altura), caudal, presi3n, tensi3n intensidad de corriente y temperatura.

- EXPANSIÓN: Para determinar la relación existente entre las variaciones de la altura del lecho y las variaciones del flujo de gas fue necesario usar una cámara filmadora y un equipo analizador de filmes.
- CAUDAL: La determinación del flujo de gas se hizo por medio de tres rotámetros suministrados por la OMEL modelo LAMDA N^{os}. 56790A, 56790B y 42210A con capacidades de 10.000 - 100.000; 1.000 - 10.000 y 600 - 6000 l/h respectivamente; y condiciones de calibración de 21⁰C y 1 atmósfera. Como las condiciones de entrada del gas eran diferentes a las condiciones de calibración de los rotámetros, fue necesario usar un factor de corrección como una función de la presión de entrada dado por Fischer (14) y de esta forma fue posible conocer el caudal real.
- PRESIÓN: En la medición de la presión se usaron dos tipos de manómetros, uno de tubo en "U" de vidrio y otro de Reloj marca Pina con capacidad de 0 + 7 kgf/cm². El manómetro de tubo de vidrio fue usado para determinar la caída de presión total del sistema distribuidor - lecho.
El manómetro de Reloj fue usado para medir la presión de entrada a los rotámetros y poder entrar en las curvas de factores de corrección dadas por Fischer (14).
- TENSIÓN O VOLTAJE: Para saber la potencia suministrada a la superficie fue necesario medir la tensión de entrada usando un voltímetro marca Kron con capacidad de 0 + 150 Voltios y manteniéndola fija por medio de un variac.

- INTENSIDAD DE CORRIENTE: Iden Tensión; se midió la intensidad de entrada por medio de un amperímetro marca Kron con capacidad de 0 - 3 amperios.
- TEMPERATURA: Para determinar la temperatura tanto del lecho como de la superficie de transferencia se usaron 7 termopares (ver ítem 2.2 y 2.3) un potenciómetro y una llave selectora fabricada en los laboratorios de la COPPE.

Conocidas las temperaturas se podía establecer una diferencia entre superficie y lecho fluidizado a diferentes velocidades superficiales.

Las tablas 4.1 y 4.2 dan la distribución de temperatura en diferentes puntos del lecho como una función de la velocidad superficial del gas.

2.5 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

El presente trabajo comprende dos etapas: Comportamiento Hidrodinámico y Térmico.

En el Comportamiento Hidrodinámico se determinan las condiciones de mínima fluidización y la expansión del lecho.

Para determinar la velocidad de mínima fluidización de cada material usado se utilizó el método de caída de presión dado por Davidson, J.F. (11); es decir se expandía totalmente el lecho y se disminuía la velocidad superficial del gas; construyendo un gráfico de caída de presión versus velocidad super-

ficial del gas; las figuras 3.1 y 3.2 muestran respectivamente los resultados de este análisis de los dos diámetros de partícula utilizados.

Para obtener datos de caída de presión, expansión y la velocidad a que corresponden dichos datos, se preparó el equipo de tal forma que se pudiera filmar al mismo tiempo caída de presión, altura del lecho y caudal; y se usó la técnica descrita en el parrafo anterior.

Para filmar se utilizó una máquina BOLEX modelo H16 y el filme utilizado fue KODAK PLUS X Negative 7231, filmando a una velocidad de 12 cuadros por segundo; colocando la cámara en una posición lateral al lecho.

La iluminación para filmar fue conseguida por 3 lamparas de 250 W colocadas cada una a 120^0 con respecto del centro del lecho y separadas del lecho una distancia tal que la aguja del fotómetro para esa velocidad de filmaje indique buena iluminación; el fotómetro tiene una escala graduada que corresponden a diferentes velocidades de filme y niveles de iluminación.

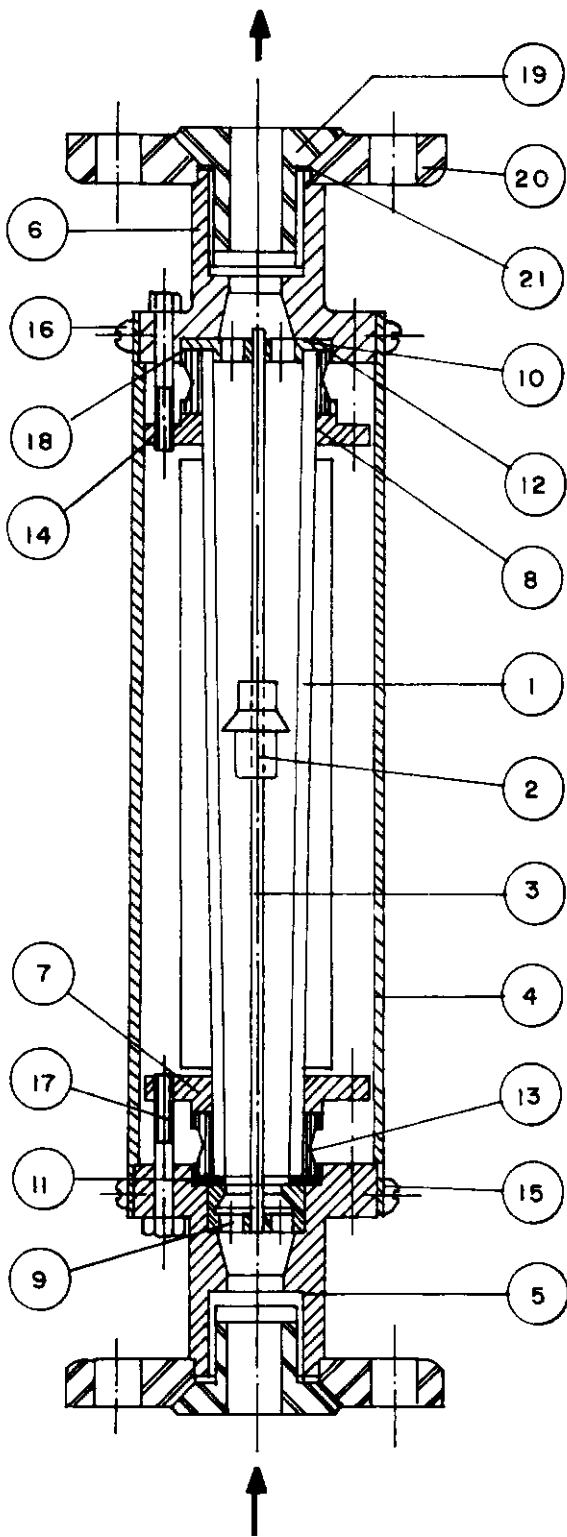
Para analizar los filmes se usó un equipo Nac Film Motion Analyzer Modelo 16-S.

Todos los filmes dieron 80 datos para cada velocidad; y los datos de las tablas 3.2 y 3.3 son la media de esos 80 datos registrados.

En el comportamiento Térmico se hicieron

sondeos de estabilización y posteriormente las mediciones correspondientes; es decir, antes de realizar las medidas para determinar el coeficiente de transferencia de calor, se sondeó el sistema para saber que tiempo llevaba para alcanzar el regimen permanente; y se determinó que el tiempo necesario para alcanzar dicho estado variaba de 60 minutos para lecho en condición de mínima fluidización, disminuyendo el tiempo a medida que aumentaba el exceso de gas, llegando a 20 minutos para un exceso de 10 cm/seg; se encontró tambien que el tiempo de espera era el mismo para los dos diámetros medios usados; Xavier A.M. (43) encontró que este tiempo variaba de 40 minutos para lecho fijo y 10 minutos en lecho fluidizado para condiciones similares.

Despues que el sistema fluidizado alcanzó el regimen permanente, medidas simultaneas de presión de operación razón de flujo de gas, potencia disipada y temperatura fueron realizadas; despues de una corrida para cada flujo se hicieron 4 repeticiones en intervalos de 5 minutos para cada una; en la figura 4.1 se dan los puntos considerados para tomar la distribución de temperatura radial en circulos concéntricos a la superficie de intercambio; y en las tablas 4.2 y 4.3 se dan los valores que corresponden dichas temperaturas para cada punto.



COD.	DENOMINACION
1	Tubo Conico de Medision
2	Fluctuador
3	Guia del Fluctuador
4	Carcasa
5	Terminal Inferior
6	Terminal Superior
7	Junta Inferior
8	Junta Superior
9	Soporte Inferior del Haste
10	Soporte Superior del Haste
11	Asiento Inferior del Cono
12	Asiento Superior del Cono
13	Sello Inferior
14	Sello Superior
15	Tornillo Inf. de la Carcasa
16	Tornillo Sup. de la Carcasa
17	Tornillo de la Junta Inferior
18	Tornillo de la Junta Superior
19	Fijación de los Flanges
20	Flange
21	Guarnicion de los Flanges

Figura 2.4.1 - Vista Seccionada de los Rotametros Usados

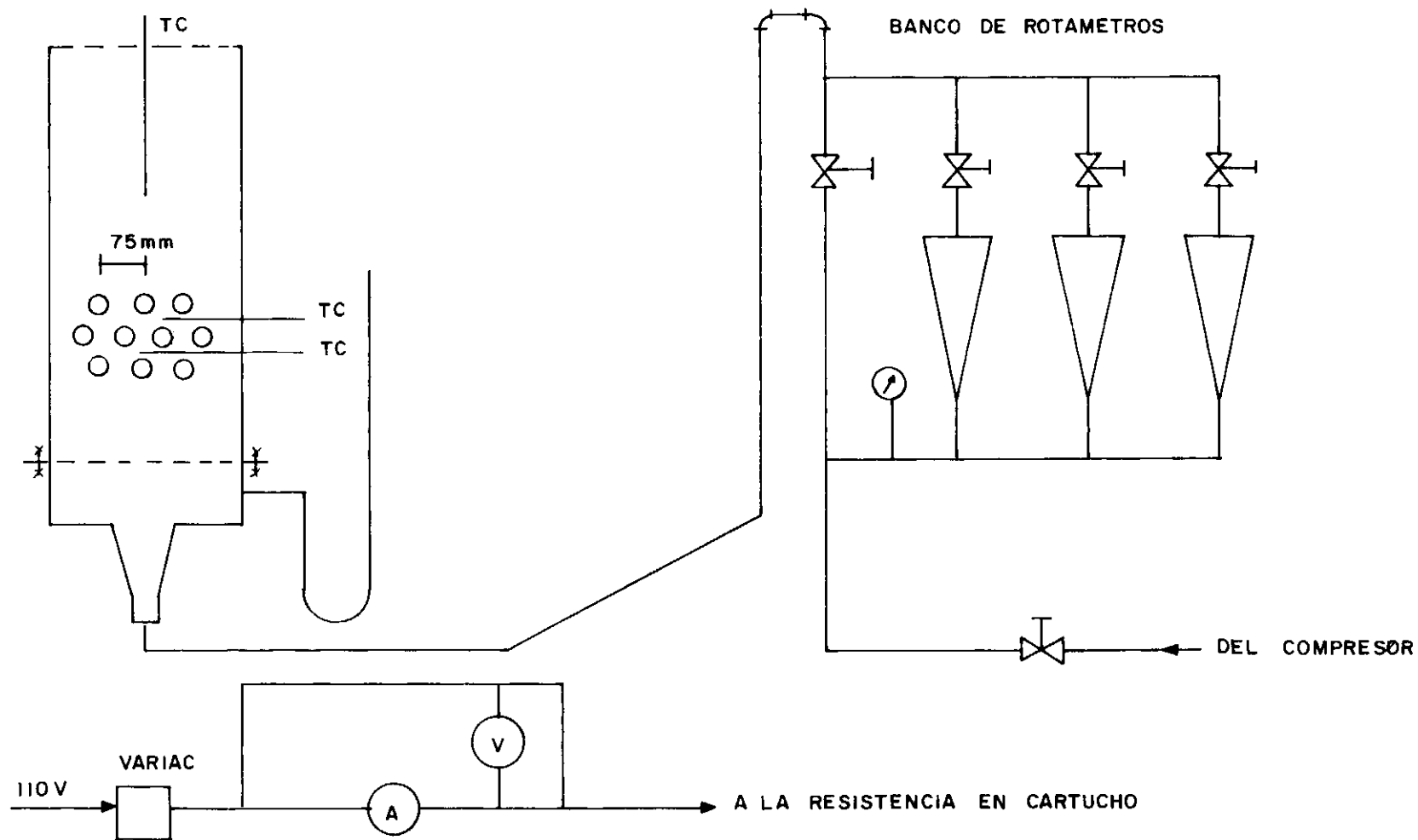


Figura 2.5.1 - Diagrama Esquemático del Equipo Usado

CAPITULO III

EXPANSION DE UN LECHO FLUIDIZADO

3.1 INTRODUCCIÓN

El comportamiento hidrodinámico de sistemas fluidizados, en el pasado y actualmente está sujeto a numerosos estudios por diferentes investigadores, debido al interés científico y práctico de la expansión de un sistema fluidizado segun Davidson J.F. and D. Harrison (10,11).

Segun Matsen J.M. (28) la expansión de un lecho de partículas sólidas fluidizadas a gas, es función de la velocidad superficial del gas, la cual puede ser talves una de las propiedades mas importantes del sistema.

De observaciones de expansión de sistemas fluidizados, se vé que al aumentar la velocidad superficial del gas, la superficie del lecho de partículas sólidas es forzada a expandirse desde una altura de lecho fijo a una altura característica del regimen fluidizado con dicha velocidad.

Si el lecho se expande de un nivel inferior a un nivel superior, ello es debido a la presencia de una fase discreta que desplaza material aumentando la porosidad y por consiguiente aumentando su volumen, Bakker P.V. and P.M. Heertjes (2).

Darton R.C. (9) presentó un modelo mediante el cual se puede predecir el diámetro de las burbujas asumiendo que ellas son esféricas. La relación de Darton da el diámetro de una esfera teniendo el mismo volumen de la burbuja; y que la fase discreta crece por coalescencia desde el distribuidor hasta el nivel superior del lecho, al cual la burbuja llega completamente desarrollada frenando en la superficie, provocando inestabilidad en el nivel superior.

Por otro lado Matsen J.M. (28) presentó un modelo de expansión de un lecho fluidizado en un régimen de flujo empistonado; él encontró que antes de que un "slugs" alcance la superficie del lecho, la altura incrementará con el exceso de gas hasta alcanzar su altura máxima. Cuando el primer "slugs" frena en la superficie, la altura súbitamente decrecerá por la altura del "slugs" a su altura mínima; y entonces iniciará creciendo nuevamente con el exceso de gas y de esa forma continúa el reciclaje de altura máxima a mínima.

El comprobó que la expresión para calcular la velocidad absoluta de la burbuja para un flujo empistonado tiene una forma diferente de la que corresponde para un lecho en burbujeamiento libre. Esta diferencia consiste en el coeficiente y el diámetro equivalente de la burbuja para determinar la velocidad relativa encontradas en Davidson J.F. and D. Harrison (10).

En este capítulo se pretende comparar las dos últimas tendencias de expansión de un lecho de partículas sólidas fluidizadas a gas, así como también la influencia de un arreglo de tubos inmersos en el lecho sobre la expansión, dadas por Xavier A.M. (44) con datos experimentales obtenidos a través del análisis de

filme.

Estas tendencias son respectivamente: Tamaño constante de burbuja e incremento de tamaño de burbuja debido a coalescencia.

- Tamaño Constante de Burbuja

De lo expuesto por Matsen J.M. (28) la velocidad del "slug" o burbuja se asume constante; esta teoría da un modelo de las características mas importantes de la fluidización y da un simple camino a seguir para determinar la expansión del lecho en términos de una sola burbuja subiendo con velocidad U_b ; que para un flujo empistonado es usualmente $0,35 \sqrt{g D_b} = U_b$.

- Incremento de Tamaño de Burbuja debido a Coalescencia

Generalmente es aceptado que la burbuja aumenta de tamaño debido a coalescencia, Davidson J.F. and D.Harrison (10,11). Algunos autores han cuantificado sus experiencias, por ejemplo Darton R.C. (9) considerando que las burbujas aumentan de tamaño con la distancia arriba del distribuidor, encontró la siguiente relación semi-empírica:

$$D_e = 0,54 (U - U_{mf})^{0,4} (H + 4\sqrt{A_o})^{0,8} / g^{0,2} \quad (3.1)$$

donde D_e es el diámetro equivalente de la burbuja, H es la altura arriba del distribuidor, A_o es el area libre del distribuidor y g es la aceleración debido a la gravedad.

De Xavier A.M. (44) se tiene que el tamaño de las burbujas es afectado por la presencia de tubos inmersos en el lecho, debido a que los tubos imponen un límite al tamaño de la burbuja; y realmente la expansión del lecho es afectada por la presencia de tubos inmersos en el lecho, pero esta influencia es despreciable; lógicamente dependiendo del volumen de tubos en el lecho.

3.2 RESULTADOS Y DISCUSIONES

La expansión del lecho es predicha usando las asunciones de la teoría bifásica junto con una de las siguientes alternativas con relación a las burbujas; dadas por Xavier A. M. (44).

- (a) Tamaño y velocidad de las burbujas son asumidas constantes.
- (b) Tamaño de las burbujas se asume que crecen por coalescencia con la distancia arriba del distribuidor y calculada de ecuación (3.1).
- (c) Tamaño y velocidad de las burbujas son asumidas constantes en un arreglo de tubos en el lecho.

3.2.1 LECHO FLUIDIZADO SIN TUBOS INMERSOS

Asumiendo que la velocidad absoluta de las burbujas es debido a dos contribuciones; el exceso de gas y la velocidad relativa de las burbujas.

Como la burbuja frena en el nivel superior del lecho, el tiempo de residencia de la burbuja se puede asumir como la relación existente entre la altura máxima del lecho y la velocidad absoluta de la burbuja.

Considerando que el lecho se expande de $H_{mf} \rightarrow H_{max}$ debido a la presencia de la fase discreta; considerando hipótesis (a) haciendo un balance de volúmenes Xavier A.M. (44) llegó a la siguiente expresión:

$$\frac{H_{max} - H_{mf}}{H_{mf}} = \frac{U - U_{mf}}{U_b} \quad (3.2)$$

Para hacer el análisis de la hipótesis (a) se calculó U_b de ecuación (3.2) para condiciones próximas de mínima fluidización usando los datos experimentales; posteriormente se mantuvo constante variando únicamente el exceso de gas para calcular dicha relación. La figura 3.3 da el resultado de este análisis encontrándose sierta concordancia con los datos experimentales.

Para el caso donde no existe flujo empistonado la velocidad relativa de la burbuja segun Davidson J.F. and D. Harrison (10) tiene la siguiente forma:

$$U_b = 0,711 \sqrt{g D_e} \quad (3.3)$$

donde D_e es el diámetro de la burbuja dado por ecuación (3.1), g es la aceleración debido a la gravedad y 0,711 es la constante de proporcionalidad encontrada experimentalmente.

De la hipótesis (b) se asume que la burbuja tiene una velocidad relativa dada por ecuación (3.3); y mediante un análisis simple de integración Xavier A.M. (44) encontró una expresión para la expansión máxima del lecho como sigue:

$$H = H_{mf} + \frac{5}{3} b \left[(H+B)^{0,6} - B^{0,6} \right] - 5 b^2 \left[(H+B)^{0,2} - B^{0,2} \right] \\ + 5 b^{2,5} \left\{ \arctg \left[(H+B)^{0,2}/b^{0,5} \right] - \arctg \left[B^{0,2}/b^{0,5} \right] \right\} \quad (3.4)$$

donde $b = 1,917 (U-U_{mf})^{0,8}/g^{0,4}$ y $B = 4 \sqrt{A_0}$

Esta ecuación da la máxima expansión del lecho y ella se resuelve iterativamente para H.

Una vez encontrada H_{max} de ecuación (3.4) para una dada relación de exceso de gas se substituye en ecuación (3.1) para calcular el diámetro equivalente de la burbuja. Una vez conocido " D_e " se puede conocer U_b y conocer la relación entre exceso de gas y velocidad relativa de la burbuja que crece por coalescencia.

La figura 3.3 da el resultado de este análisis para los dos diámetros de partículas usados.

Para los datos experimentales se usó el criterio descrito anteriormente, solo que para el cálculo del diámetro equivalente se usó el valor máximo encontrado a través del análisis

sis de filme para cada razón de exceso de gas. La figura 3.3 da una comparación de este resultado con las dos tendencias de expansión; en la cual se puede notar una sierta divergencia con los datos experimentales y las hipótesis (a) y (b); debido a que estas dos tendencias no predicen exactamente la máxima altura del lecho; encontrándose que concuerda más la hipótesis (a) con los datos experimentales que la hipótesis (b).

3.2.2 LECHO FLUIDIZADO CON TUBOS INMERSOS

Si se asume que las superficies inmersas influyen en el crecimiento de las burbujas, es mas justificativo usar la hipótesis (c) en este ítem; ya que las superficies imponen un límite sobre el tamaño de la burbuja. Haciendo un balance de volúmenes de acuerdo al análisis anterior y considerando la fracción de Volumen de los tubos en el lecho Xavier A.M. (44) encontró que el volumen de los tubos tiene influencia en la expansión del lecho; dando la siguiente expresión

$$\frac{H_{\max} (1 - V_{T\max})}{H_{\max} V_{T\max} + (1 - V_{Tmf}) H_{mf}} = \frac{U - U_{mf}}{U_b} \quad (3.5)$$

Esta ecuación puede ser usada para predecir la expansión del lecho calculando U_b de ecuación (3.3) o para calcular U_b usando datos experimentales de expansión; para calcular la relación (3.5) se usó el método de calcular U_b de datos experimentales, manteniendola fija y posteriormente se variaron las condiciones de exceso de gas.

Tanto en el análisis de expansión del lecho con o sin tubos inmersos se usaron los mismos criterios para poder establecer una relación entre los dos casos y la predicción de la expansión con los datos experimentales correspondientes; y la figura 3.4 da los resultados para la expansión de un lecho fluidizado con tubos inmersos.

De la comparación de las figuras 3.3 y 3.4 se ve que el volumen de los tubos tiene cierta influencia en la expansión del lecho; pero se encontró que esta influencia para este caso particular es de 7%.

Para determinar la velocidad de mínima fluidización del lecho con o sin tubos inmersos se usó el criterio dado en el ítem 2.5; encontrándose que la velocidad de mínima fluidización no era alterada por la presencia de los tubos en el lecho; pero sí por el diámetro de partículas que era lógico de esperar.

En este mismo análisis se encontró que la altura de mínima fluidización sí es alterada por la presencia de tubos; debido a que la altura inicial es mucho mayor en un lecho con tubos inmersos que en un lecho sin tubos.

La porosidad o fracción de vacío para el lecho sin tubos inmersos fue calculada por las relaciones recomendadas por Bakker P.J. and P.M. Heertjes (2) la cual tiene la siguiente forma:

$$\epsilon_d = \epsilon_{mf} + \frac{U - U_{mf}}{U_b - U_{mf}} (1 - \epsilon_{mf}) \quad (3.6)$$

donde ϵ_d es la porosidad media, U_b es la velocidad relativa de las burbujas y ϵ_{mf} es la porosidad en la condición de mínima fluidización, calculada usando datos experimentales y la relación recomendada por el mismo autor.

$$\epsilon_{mf} = 1 - \frac{M}{\rho_s A H_{mf}} \quad (3.7)$$

La porosidad para el lecho con tubos inmersos puede ser calculada de la misma expresión si se considera que el volumen de los tubos en el lecho es un volumen muerto; con lo que no se incurre en mucho error debido a que el volumen de los tubos tiene influencia en la expansión del lecho en apenas un 7% para este caso particular.

COMPORTAMIENTO DEL LECHO FLUIDIZADO



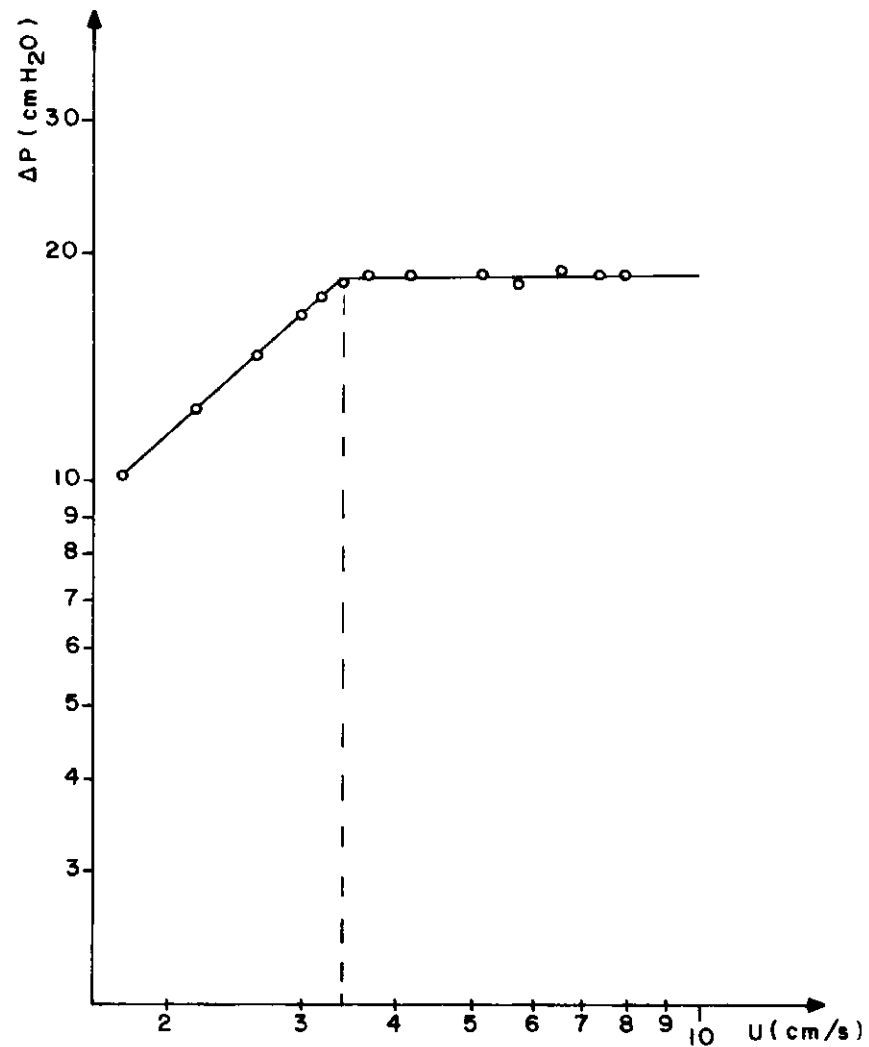


Figura 3.1 - Velocidad de Min. Fluidizacion $d_p = 0.15 \text{ mm}$

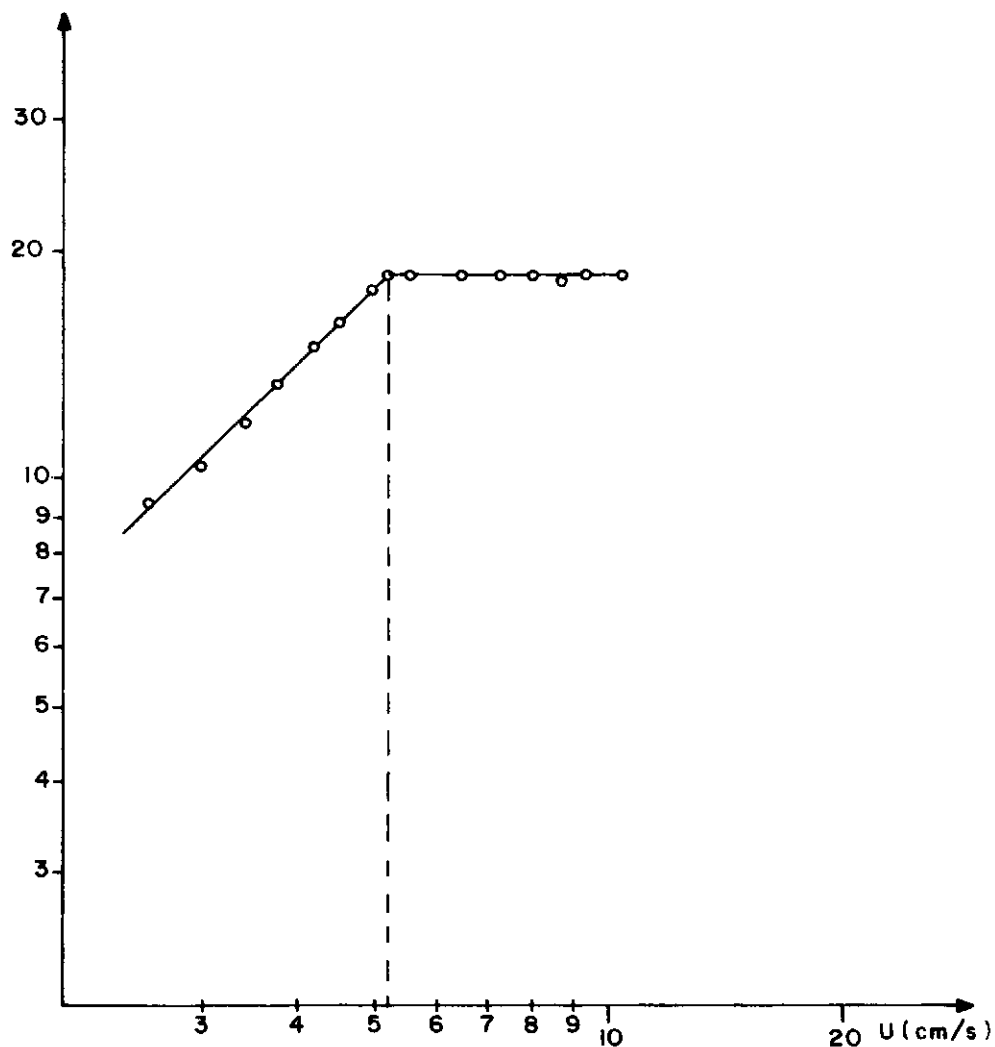


Figura 3.2 - Velocidad de Min. Fluidizacion $d_p = 0.246 \text{ mm}$

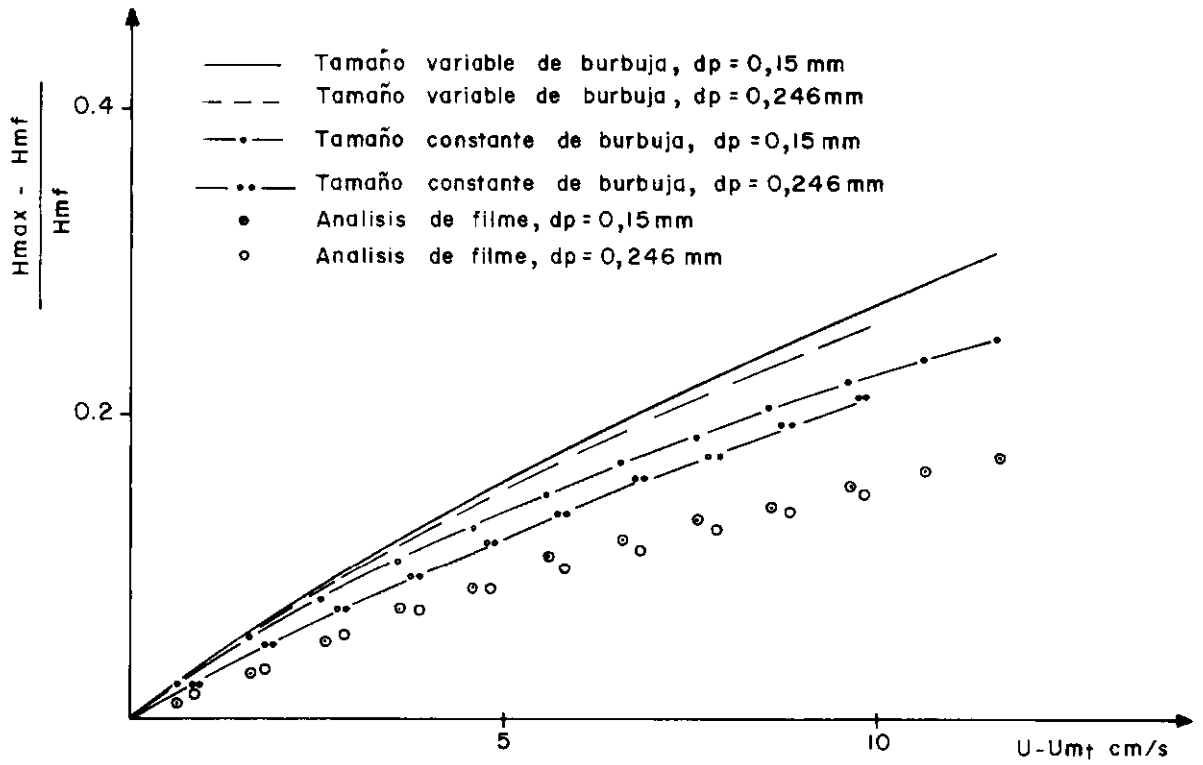


Figura 3.3 - Expansion del lecho sin tubos inmersos

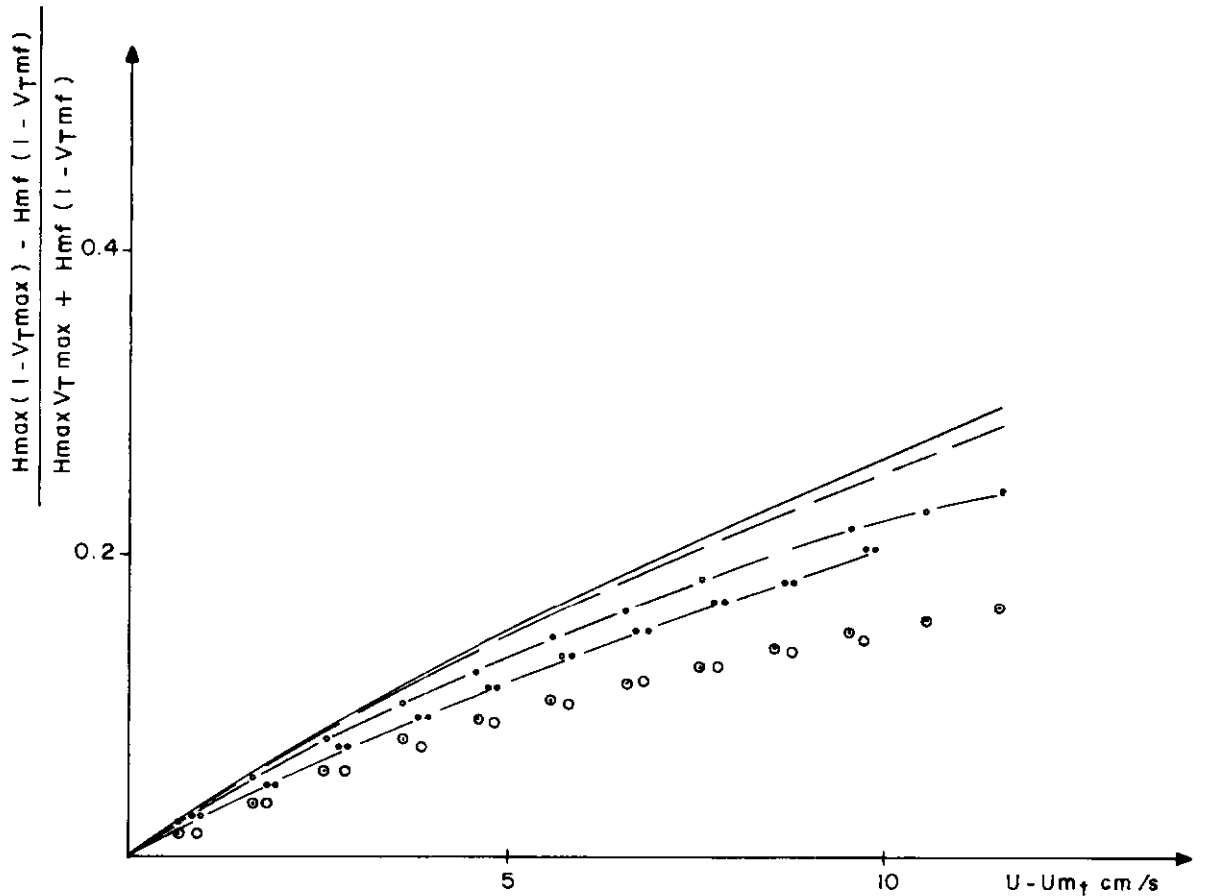


Figura 3.4 - Expansion del lecho con tubos inmersos

CAPÍTULO IV

MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN LECHO FLUIDIZADO CON TUBOS
INMERSOS SIMULANDO UN INTERCAMBIADOR DE CALOR

4.1 INTRODUCCIÓN

Debido al interés práctico del fenómeno de transferencia de calor entre superficies inmersas y lechos fluidizados; se ha planteado la necesidad de obtener una correlación del coeficiente global de transferencia de calor como una función de las condiciones de fluidización y de las propiedades termofísicas del sistema. Así se puede predecir el coeficiente de transferencia de calor global basado en correlaciones previas de investigadores para casos particulares de las fases respectivas y en los datos experimentales obtenidos.

En este capítulo se hace una simplificación del mecanismo de transferencia de calor en lechos fluidizados debido a la complejidad del tratamiento teórico del fenómeno que controla el mecanismo de transferencia de calor en lechos fluidizados en burbujeamiento libre; dichas simplificaciones son explicadas en la descripción del modelo.

Debido a la concordancia de los datos experimentales con los datos predichos por la correlación, es considerado que dicha correlación es válida para sistemas fluidizados en burbujeamiento libre en sistemas similares.

4.2 DESCRIPCIÓN DEL MODELO

En la formulación de un modelo para transferencia de calor en lecho fluidizado con superficies inmersas, se consideró el sistema compuesto de un lecho de partículas sólidas y un banco de tubos horizontales los cuales simulan al intercambiador de calor. Uno de estos tubos forma la superficie de intercambio, dentro de la cual se encuentra una resistencia en cartucho que transfiere calor por conducción a la superficie de transferencia y de ella se transfiere calor a la fase discreta por convección. La fase continua recibe calor por conducción que posteriormente transferirá calor por convección debido al continuo movimiento y reemplazamiento de dicha fase en la superficie de transferencia, cuyo movimiento es provocado por la fase discreta.

De lo anterior se deduce que tanto la fase discreta como la fase particulada, ocupan una fracción de superficie efectiva de la superficie de transferencia de calor para absorber o ceder calor dependiendo del caso considerado. Posteriormente dichas fases transportaran calor al resto del lecho; por lo tanto se asumen las siguientes hipótesis:

- (a) El volumen de los tubos en el comportamiento hidrodinámico es considerado un volumen muerto, pero no en el comportamiento térmico.
- (b) Existe una relación entre la fracción de superficie de contacto de la fase discreta y la porosidad

media del sistema fluidizado.

- (c) El tiempo medio de contacto de la fase particulada en la superficie de transferencia es dado por $d/(U-U_{mf})$; donde d es el diámetro de la superficie de transferencia y $(U-U_{mf})$ es la velocidad con que la fase particulada es desplazada de la superficie de transferencia por la fase discreta.
- (d) Existe un flujo empistonado parcialmente en la superficie de transferencia.
- (e) La componente convectiva del coeficiente de transferencia de calor de las partículas es afectada por la fracción de superficie que ocupa la fase particulada en la superficie de transferencia de calor.
- (f) La componente convectiva del coeficiente de transferencia de calor del gas puro, es afectada por la fracción de superficie que ocupa la fase discreta en la superficie de transferencia.

Bakker P. J. (2) realizó un estudio sobre la porosidad media de un lecho sin tubos inmersos, y de acuerdo a la teoría bi-fásica; haciendo un balance de flujo encontró la siguiente expresión para la porosidad media del lecho fluidizado:

$$\epsilon_d = \epsilon_{mf} + \frac{U - U_{mf}}{U_b - U_{mf}} (1 - \epsilon_{mf}) \quad (4.1)$$

donde U_b para esta experiencia se usó el valor dado por ecuación (3.3).

Haciendo un análisis de ecuación (4.1), observando las figuras 3.3 y 3.4 de las cuales se tiene que la expansión de un lecho fluidizado está influenciado por la presencia de tubos inmersos en apenas un 7% de acuerdo a esto la hipótesis (a) es razonablemente aceptada. Por lo tanto ecuación (4.1) representa la porosidad media puntual del lecho fluidizado.

De acuerdo a la hipótesis (b) se define la fracción de superficie de contacto efectiva de la fase discreta en la superficie de transferencia de calor como una función de la porosidad media puntual

$$X = f(\epsilon_d)$$

En esta experiencia se asumió que X tiene la siguiente forma:

$$X = \epsilon_d^a \quad (4.2)$$

donde ϵ_d es la porosidad media en la superficie de transferencia dada por ecuación (4.1); y "a" es un índice que se determinará posteriormente de datos experimentales; y "X" es la fracción de superficie de contacto efectiva de las burbujas en la superficie de transferencia. Substituyendo ecuación (4.1) en ecuación (4.2) se tiene

$$X = \left[\epsilon_{mf} + \frac{U - U_{mf}}{U_b - U_{mf}} (1 - \epsilon_{mf}) \right]^a \quad (4.3)$$

De Baskakov A. P. (4) se tiene que el coeficiente global de transferencia de calor es funciõn de tres componentes: Componente convectiva de las partículas (h_{pc}), Componente convectiva del gas (h_{gc}) y componente debido a la radiaciõn (h_r), esta ũltima es considerada despreciable para bajas temperaturas.

- Componente Convectiva de las Partículas

Xavier A. M. and Davidson J. F. (42), considerando un flujo empistonado y usando el modelo de Mickley H. S. and D. F. Fairbanks (30) para determinar el coeficiente de transferencia de calor convectivo de las partículas; encontraron para h_{pc} la siguiente relaciõn:

$$h_{pc} = \left[\frac{4 K_{mf} \cdot \rho_{mf} \cdot C_{mf} (U - U_{mf})}{\pi L} \right]^{1/2} \frac{U_b}{U - U_{mf} + U_b} \quad (4.4)$$

De acuerdo a las hipõtesis (d) y (c) el coeficiente de transferencia de calor convectivo de las partículas para un lecho fluidizado con superficies horizontales inmersas es dado por la siguiente expresiõn:

$$h_{pc} = \left[\frac{4 K_{mf} \cdot \rho_{mf} \cdot C_{mf} (U - U_{mf})}{\pi d} \right]^{1/2} \frac{U_b}{U - U_{mf} + U_b} \quad (4.5)$$

- Componente Convectiva del Gas

Baskakov A. P. and V. M. Suprum (4) de la analogía de transferencia de calor convectivo y transferencia de masa determinaron la componente convectiva de transferencia de calor del gas puro; recomendando la expresión (4.6) para procesos de transferencia de calor en lechos fluidizados como una contribución de la fase discreta en el proceso global de transferencia de calor.

$$h_{gc} = 0,0175 \frac{Kg}{d_p} (A_r)^{0,46} (P_r)^{0,33} \left(\frac{U}{U_{mf}}\right)^{0,3} \quad (4.6)$$

donde $A_r = g d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) / \mu^2$

$$P_r = \frac{C_g \mu}{Kg}$$

De acuerdo a las hipótesis (e) y (f) y en concordancia con lo expuesto por Baskakov A.P. (4), se tiene la expresión para el coeficiente de transferencia de calor global, el cual representa este modelo como una función de las propiedades termofísicas y condiciones de fluidización de dicho sistema.

$$h_c = h_{pc} (1 - X) + h_{gc} X \quad (4.7)$$

donde h_c es el coeficiente de transferencia de calor global medido experimentalmente, h_{pc} es la componente convectiva de las partículas dado por ecuación (4.5), h_{gc} es la componente convectiva de las burbujas de gas dada por ecuación (4.6), X es la fracción de superficie efectiva de contacto de la fase discreta en la superficie de transferencia dada por ecuación (4.3) y $(1 - X)$ es la fracción de superficie efectiva de contacto de la fase particulada en la superficie de transferencia.

La expresión final para el coeficiente de transferencia de calor global de la superficie de transferencia para el lecho fluidizado en función de sus parámetros es:

$$h_c = \left[\frac{4 K_{mf} \rho_{mf} C_{mf} (U - U_{mf})}{\pi d} \right]^{1/2} \left(\frac{U_b}{U - U_{mf} + U_b} \right) (1 - X) \\ + 0,0175 \frac{Kg}{d_p} (Ar)^{0,46} (Pr)^{0,33} \left(\frac{U}{U_{mf}} \right)^{0,3} X \quad (4.8)$$

4.3 RESULTADOS Y DISCUSIONES

De acuerdo a las hipótesis (d) y (c) la ecuación (4.5) es válida para lechos fluidizados con tubos horizontales inmersos; aunque el flujo empistonado no era visible. Pero si se asume que entre superficies existe dicho flujo y que el tama

ño de la burbuja viene dado por ecuación (3.1) y que la fase particulada se desplaza del elemento de superficie con velocidad $(U - U_{mf})$; la concordancia de los resultados experimentales con los predichos por ecuación (4.8) se llega a la conclusión de que dichas hipóte - sis son razonables y por lo tanto ecuación (4.5) correlaciona los datos experimentales satisfactoriamente.

Por otro lado si se hace un análisis de la influencia hidrodinámica sobre la componente convectiva de la fase particulada de ecuación (4.5) se tiene que para flujos de gas mayores que un dado flujo óptimo la componente de la fase particulada caerá gradualmente debido a que el factor $U_b / (U - U_{mf} + U_b)$ tiende gradualmente a un valor mínimo a medida que aumenta el exceso de gas de un dado valor óptimo; y aun cae mas la componen - te convectiva real de las partículas debido a la influencia del factor $(1 - X)$; ya que el factor (X) tiende a un valor máximo pa - ra mayores excesos de gas, por tanto $(1 - X)$ tiende a un valor mínimo. Por consiguiente la componente convectiva real del gas aumentará y el de las partículas disminuirá.

Por otro lado haciendo un análisis de los parámetros termofísicos de la componente convectiva de las partículas, se tiene que la densidad efectiva de la fase particulada ρ_{mf} , puede ser considerada por:

$$\rho_{mf} = \rho_s (1 - \epsilon_{mf})$$

donde ρ_s es la densidad de las partículas sólidas y ϵ_{mf} es la porosidad del lecho en la condición de mínima fluidización dada por:

$$\epsilon_{mf} = 1 - \frac{M}{\rho_s A H_{mf}}$$

La capacidad calorífica del lecho C_{mf} , puede ser tomada como la capacidad calorífica de las partículas sólidas C_s .

Para la conductividad térmica de la fase particulada existen muchos criterios y modelos propuestos por diferentes investigadores.

Yagi S. and D. Kunii (45) propusieron un modelo para determinar la conductividad térmica efectiva del paquete K_e , dada por la siguiente expresión:

$$\frac{K_e}{K_g} = \frac{k_e^0}{K_g} + (\alpha \beta) R_{ep} Pr \quad (4.9)$$

considerando dos tipos de mecanismos de transferencia de calor. Uno que es independiente del flujo del fluido (conducción a través de sólidos, y sólidos en contacto, transferencia de calor radiante entre superficies y entre vacíos próximos); otro que depende sobre el flujo del fluido (transferencia de calor causado por mezcla lateral del fluido); substituyendo los valores de R_{ep} y Pr se obtiene:

$$K_e = K_e^0 + (\alpha \beta) \rho_g C_g d_p U \quad (4.10)$$

K_e^0 es la conductividad térmica efectiva debido al mecanismo independiente del flujo de gas. El factor α representa la relación entre la velocidad másica del gas en la

dirección del flujo de calor y la velocidad másica superficial del gas en la dirección del flujo de gas; encontrando que es del orden de 0,1. β representa la relación de distancia entre centros de dos partículas adyacentes y el diámetro de las partículas; quienes observaron que oscila entre 0,9 \rightarrow 1,0, en este trabajo se consideró 1,0. Por lo tanto la conductividad térmica efectiva del paquete es considerada aproximadamente como

$$K_e = K_e^0 + 0,1 \rho_g C_g d_p U \quad (4.11)$$

Swift D.L. (36) predijo el valor de la conductividad térmica efectiva, K_e^0 , asumiendo que todo el flujo de calor es normal a la superficie; encontrando para K_e^0 la siguiente expresión:

$$K_e^0 = 0,9065 \frac{2}{\left(\frac{1}{K_g} - \frac{1}{K_s}\right)} \left| \frac{K_s}{K_s - K_g} \left(\ln \frac{K_s}{K_g} - 1\right) \right| + 0,0935 K_g \quad (4.12)$$

Finalmente K_{mf} puede ser calculada según Xavier A.M. (43) por substitución de U_{mf} en ecuación (4.11); y el criterio a seguir para calcular K_{mf} en este trabajo es el dado por Xavier A.M. (43) y substituyendo ecuación (4.12) en ecuación (4.11) para la conductividad térmica efectiva K_e^0 .

Para saber la influencia de K_s en K_e^0 se varió K_s , $\pm 20\%$ con respecto a la unidad dada en $\frac{W}{m^{\circ}C}$ y se en-

contró que dicha variación afecta al coeficiente de transferencia de calor convectivo de las partículas en 3.22%; y al coeficiente de transferencia de calor convectivo global en 2.56%; cuyos errores pueden ser considerados despreciables de acuerdo a dicha variación de K_s .

Con respecto a la transferencia de calor de la fase discreta, se adoptó la expresión dada por Baskakov A.P. and V.M. Suprum (4) debido a que los otros trabajos encontrados en la literatura, asumen de que la componente convectiva de la fase discreta es constante o que es despreciable con relación a la componente convectiva de las partículas; por ejemplo, de la expresión dada por Gabor J. D. (15), Xavier A.M. (43) asumiendo que el calor transferido a un lecho en la condición de mínima fluidización, en el cual las partículas están estacionarias determinó h_{gc} y encontró las siguientes expresiones:

$$h_{gc} = \left(\frac{4 K_{mf} \rho_g C_g U_{mf}}{\pi L} \right)^{1/2} \quad (4.13)$$

cuando las superficies son planas y

$$h_{gc} = \left(\frac{4 K_{mf} \rho_g C_g U_{mf}}{\pi L} \right)^{1/2} + \frac{K_{mf}}{d} \quad (4.14)$$

cuando las superficies son cilíndricas.

Analizando cuidadosamente tanto ecuación (4.13) como (4.14) ellas no pueden ser usadas para la contribución de la componente convectiva del gas; debido a la propia definición de K_{mf} y U_{mf} . Por lo tanto h_{gc} es constante para un determina-

do diámetro de partícula, variando unicamente con el diámetro de partícula. Es cierto que h_{gc} varía con el diámetro de las partículas, pero también debe variar con las variaciones de la velocidad superficial del gas; debido que, a medida que aumenta la velocidad superficial del gas aumenta el área que ocupa la fase discreta en la superficie de transferencia por tanto h_{gc} aumentará.

De lo anterior se deduce porqué razón se consideró que la correlación empírica de Baskakov A. P. and V.M. Suprum (4) para h_{gc} dada por ecuación (4.6) representa mejor la componente convectiva del gas, ya que ella varía con las razones de flujo de gas y con el diámetro de las partículas.

Como ecuación (4.8) correlaciona el coeficiente de transferencia de calor global satisfactoriamente con los datos experimentales; se considera que ella puede ser usada para otros diámetros de partículas. Además de que el diámetro de las partículas está directamente presente en la relación para h_{gc} , también está implícito indirectamente en la velocidad de mínima fluidización para ambas componentes y en la fracción de superficie de contacto que caracteriza este modelo.

De modo pues que dicha correlación cubre un rango amplio de aplicaciones de transferencia de calor en lecho fluidizado con superficies inmersas en burbujeamiento libre; ya que ella cubre los parámetros principales de fluidización y termofísicos del sistema.

De lo que se puede concluir, que si ella

es usada para predecir el coeficiente de transferencia de calor global en lechos fluidizados con superficies inmersas; usando valores de la velocidad de mínima fluidización de correlaciones previas, ella estaría afectada por un factor debido al cálculo de U_{mf} .

Este factor resulta de la relación de velocidades de mínima fluidización, calculada de correlaciones previas con los valores encontrados experimentalmente para las mismas condiciones.

Vreedenberg H.A. (38) realizó un estudio sobre transferencia de calor entre un lecho fluidizado y un tubo horizontal inmerso. Investigando en un lecho de diámetro de 0,565 m la influencia de variación de las siguientes propiedades: Temperatura del lecho, flujo de aire, diámetro medio de partículas y diámetro del tubo.

Los resultados fueron correlacionados por dos formulas diferentes dependiendo de cual de las fuerzas inerciales o viscosas sobre las partículas son predominantes.

Las dos correlaciones de Vreedenberg H. A. (38) resultan de la analogía entre lechos fluidizados y gases o líquidos fluyendo en sistemas convencionales. Es decir, asume que el coeficiente de transferencia de calor global en lechos fluidizados es una función del número de Reynolds y Prandtl respectivamente.

La principal desventaja de las correlaciones propuestas por Vreedenberg con relación a las posibles aplicaciones en procesos industriales, es que el trabajo en un rango de

porosidades inferiores a 0,6, y que sus correlaciones no incluyen el resto de los parámetros principales del comportamiento hidrodinámico de sistemas fluidizados.

Por lo tanto sus correlaciones son funciones crecientes; y no tendrá zonas de decrecimiento después de un dado flujo óptimo característico de sistemas fluidizados.

Por otro lado Davidson J.F. and Harrison (11) presentan un modelo de transferencia de calor en lecho fluidizado basado en el modelo del Paquete de Mickley H.S. and Fairbanks (30) como una función de la fracción de superficie de contacto de las burbujas de gas, la resistencia de contacto de la pared de la superficie y la resistencia térmica de las partículas; ambas siendo función de la conductividad térmica efectiva del paquete; la cual depende esencialmente de la porosidad en la zona adyacente a la pared y de la porosidad en el paquete respectivamente.

Este modelo presenta una dificultad en su aplicación en procesos industriales debido al cálculo de un factor insierto que ellos incluyen, argumentando que dicho factor es constante para cada sistema usado.

Debido a que este factor es función de las condiciones de expansión y de la relación entre la frecuencia de pulsación del coeficiente instantáneo de calor con la frecuencia de reemplazamiento de las burbujas de gas a la superficie de transferencia, las cuales solo pueden ser medidas en experiencias de laboratorio; se concluye que esta correlación solo puede ser usada en investigaciones de laboratorio y no en procesos industria-

les donde no se conocen dichas relaciones.

4.3.1. DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL

Para determinar el coeficiente de transferencia de calor global experimentalmente, se aisló el equipo para poder considerar despreciables las pérdidas ocasionadas por conducción axial en los extremos de la superficie de intercambio y radial entre pared de la superficie, tuerca concéntrica y pared de la cámara de intercambio; y el resto de la pared de la cámara de intercambio con el medio externo.

Posteriormente se midieron los perfiles de temperatura. Una vez conocida la temperatura media del lecho T_b y la temperatura media de la pared de la superficie T_s que transfiere calor al lecho; se puede establecer la siguiente relación:

$$h_c = \frac{q_c}{A_t \Delta T} \quad (4.15)$$

donde h_c es el coeficiente global de transferencia de calor de la superficie al lecho. q_c es el calor transferido de la superficie al lecho fluidizado, en $[W]$; A_t , es el área de transferencia de calor en $[m^2]$ y ΔT es la diferencia de temperaturas entre superficie y lecho ($T_s - T_b$) en $[^\circ C]$.

Las tablas (4.1) y (4.2), (4.3) y (4.4), dan la distribución de temperaturas en cada punto considerado, y la distribución de temperatura del lecho y superficie consideradas

para calcular h_c como una función de la velocidad superficial del gas, respectivamente manteniendo el flujo de calor constante.

Las Figuras (4.2) y (4.3) respectivamente a dp_1 y dp_2 dan la distribución de temperatura como una función de radios concéntricos a la superficie y la velocidad superficial del gas. Las Figuras (4.6) y (4.7) respectivamente a dp_1 y dp_2 dan el coeficiente de transferencia de calor global como una función de la velocidad superficial del gas.

4.3.2. EVALUACIÓN DE CONSTANTES PARA LA CORRELACIÓN PROPUESTA

En la hipótesis (b) se define que existe una relación entre el comportamiento hidrodinámico y térmico de un lecho fluidizado; hipótesis razonablemente aceptada ya que las burbujas ocupan una fracción de superficie para absorber calor de la superficie de transferencia; cuya fracción varía con el exceso de gas y el tamaño de las burbujas que éste está implícito en el primero; de ecuación (4.2) o (4.3) se tiene dicha relación.

$$X = \epsilon_d^a \quad (4.16)$$

y de ecuación (4.7) o (4.8) se tiene la expresión para el comportamiento térmico

$$X = \frac{h_{pc} - h_c}{h_{pc} - h_{gc}} \quad (4.17)$$

$\bar{0}$

$$\epsilon_d^a = \frac{h_{pc} - h_c}{h_{pc} - h_{gc}} \quad (4.18)$$

donde X es definido por ecuación (4.16), ϵ_d da el comportamiento hidrodinámico de ecuación (4.1), h_{pc} dado por ecuación (4.5), h_{gc} dado por ecuación (4.6), h_c es el coeficiente global de transferencia de calor medido experimentalmente y dado en las tablas (4.3) y (4.4) y "a" es la constante que relaciona al comportamiento térmico con el comportamiento hidrodinámico del lecho fluidizado.

Por tanto, la constante "a" puede ser conocida por una simple regla de los logaritmos; ya que los parámetros tanto del lado derecho como del izquierdo son conocidos menos la constante "a"; por consiguiente ella puede ser expresada como sigue

$$a = \frac{\ln \left| \frac{h_{pc} - h_c}{h_{pc} - h_{gc}} \right|}{\ln \epsilon_d} \quad (4.19)$$

Debido a la hipótesis (d) la cual dice que existe un flujo empistonado parcialmente en la superficie de transferencia o entre superficies conexas; la constante "a" está sujeta a tener dos posibles valores, donde ellos son debido a la influencia de la velocidad relativa de las burbujas.

Como la misma hipótesis no define completamente un flujo empistonado debido a que experimentalmente no se observó; pero sí es posible que parcialmente exista.

De acuerdo con la aplicación del criterio

de Davidson J. F. and Harrison D. (11) a los casos experimentales estudiados en este trabajo para excesos de gas mayores o iguales a 5 [cm/seg] existe flujo empistonado considerando el radio hidráulico; pero para excesos de gas menores que 5 [cm/seg] no existe flujo empistonado. De acuerdo a este criterio la hipótesis (d) es correcta; por tanto el diámetro de la burbuja variará con el exceso de gas a la altura considerada. Por consiguiente se plantea la duda de cual valor usar para U_b , si $0,35 \sqrt{gD}$ ó $0,711 \sqrt{gD_e}$. De acuerdo al raciocinio anterior, el diámetro hidráulico no puede ser usado, porque el tamaño de la burbuja varía con el exceso de gas ($U - U_{mf}$).

En este trabajo se consideró que el diámetro de la burbuja que debería ser usado es el valor dado por la expresión semi-empírica de Darton R.C. (9) el cual está anotado en ecuación (3.1).

Para ver la influencia del valor de U_b sobre la constante "a" se consideraron los dos casos, por la misma naturaleza de la hipótesis (d) y confirmada por el criterio de Davidson J.F. (11); las figuras (4.4) y (4.5) dan respectivamente los valores de la constante "a" con relación al exceso de gas dependiendo del valor considerado para U_b .

El criterio a seguir para determinar la constante "a" fue el de minimización de error en la zona de mayor interés; o sea en la razón óptima de flujo de calor para ambos diámetros de partículas considerados, obteniendo valores de 0,875 y 0,7125 para "a" respectivamente de $0,35 \sqrt{gD_e}$ y $0,711 \sqrt{gD_e}$ para U_b .

El error de h_c predicho con relación a h_c medido experimentalmente disminuye al considerar U_b por $0,35 \sqrt{gD_e}$ para un valor de 4% y al considerar U_b dado por $0,711 \sqrt{gD_e}$ el error es de 6% en la zona de mayor interes.

De lo anterior se concluye que el diámetro o tamaño variable de burbuja para flujo empistonado parcialmente o sea hipótesis (d), puede ser usado para calcular U_b dado por $0,35 \sqrt{gD_e}$ para mecanismos de transferencia de calor en lecho fluidizado.

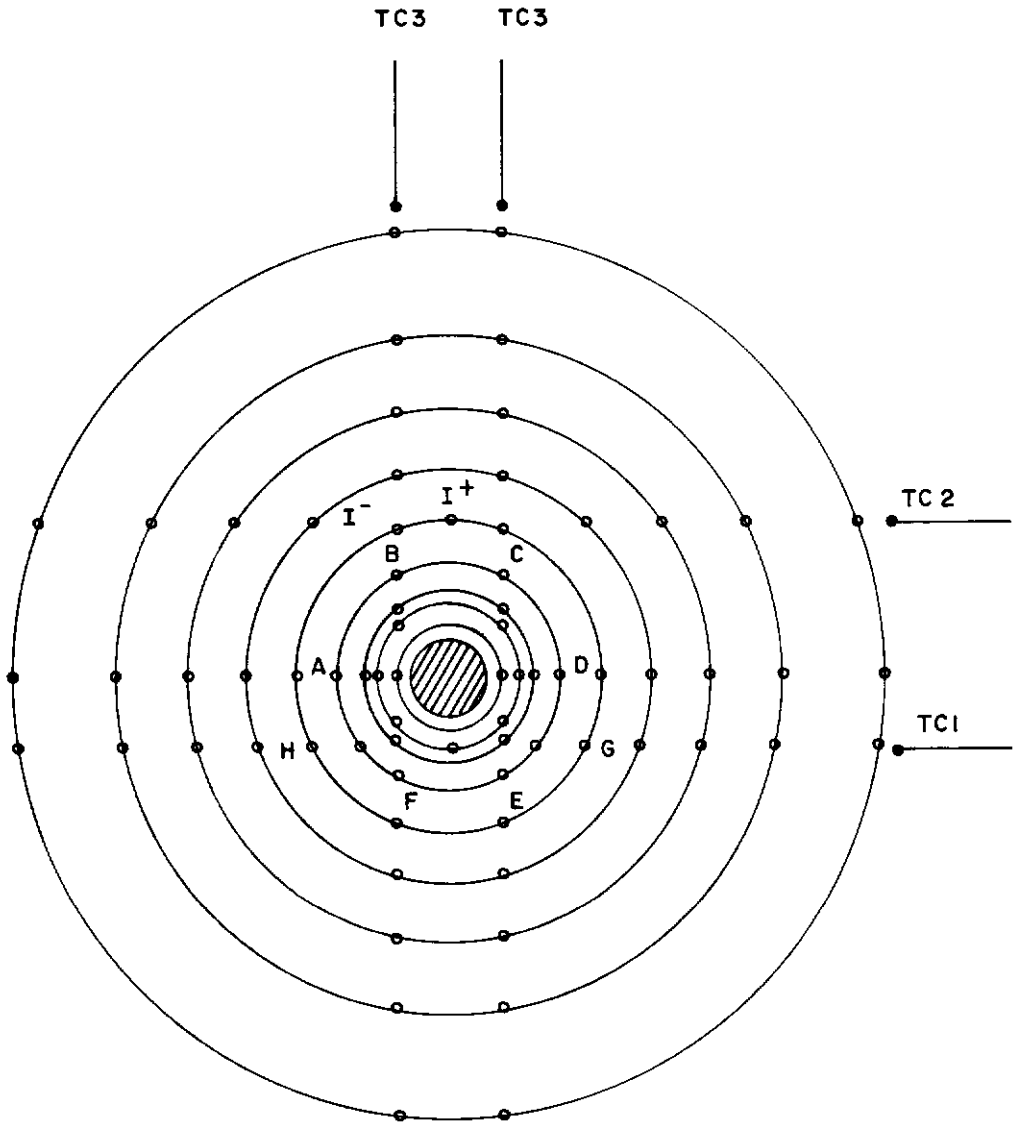


Figura 4.1 - Puntos Considerados para Medir la Distribucion de Temperatura del Lecho (sin escala)

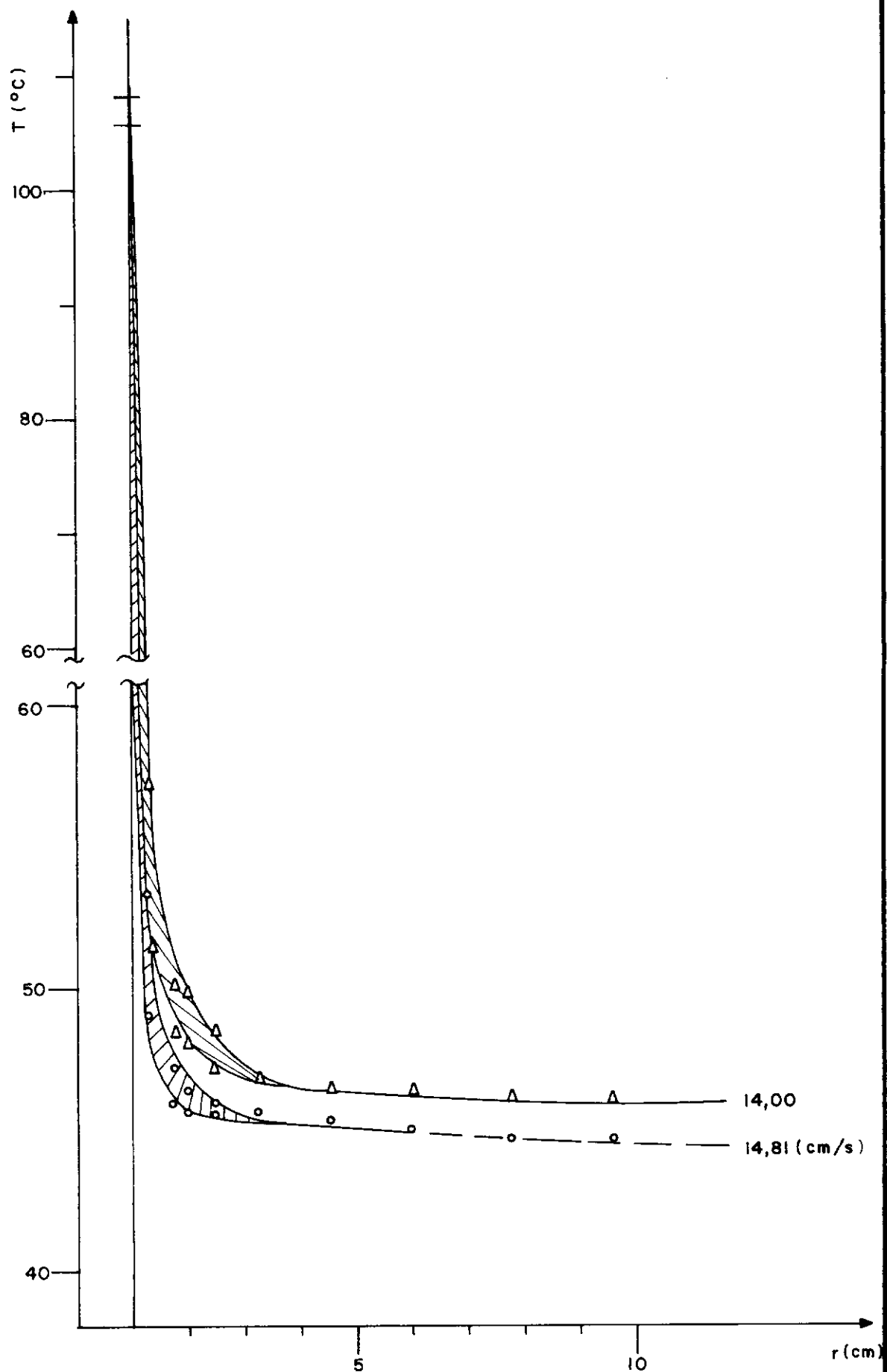
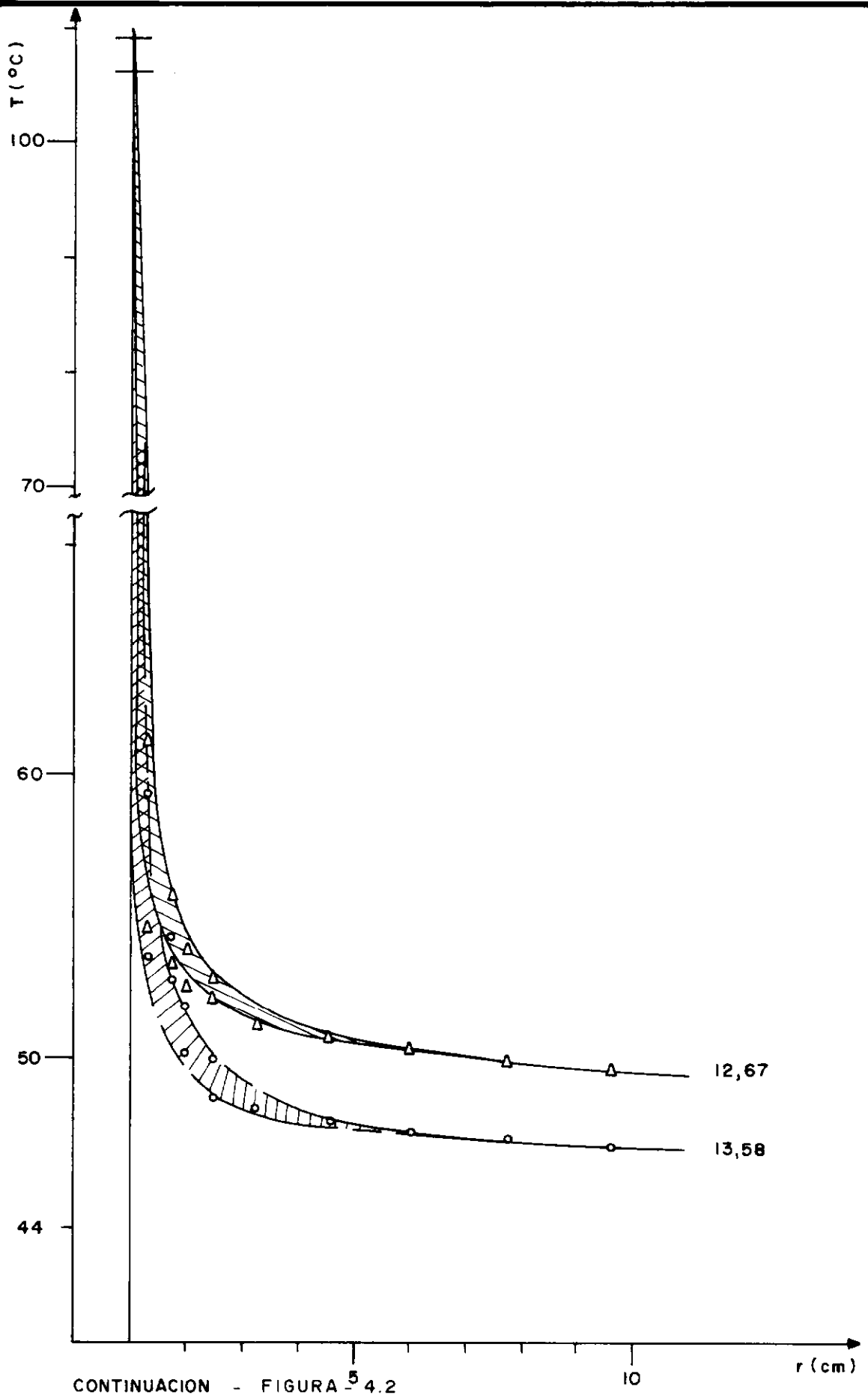
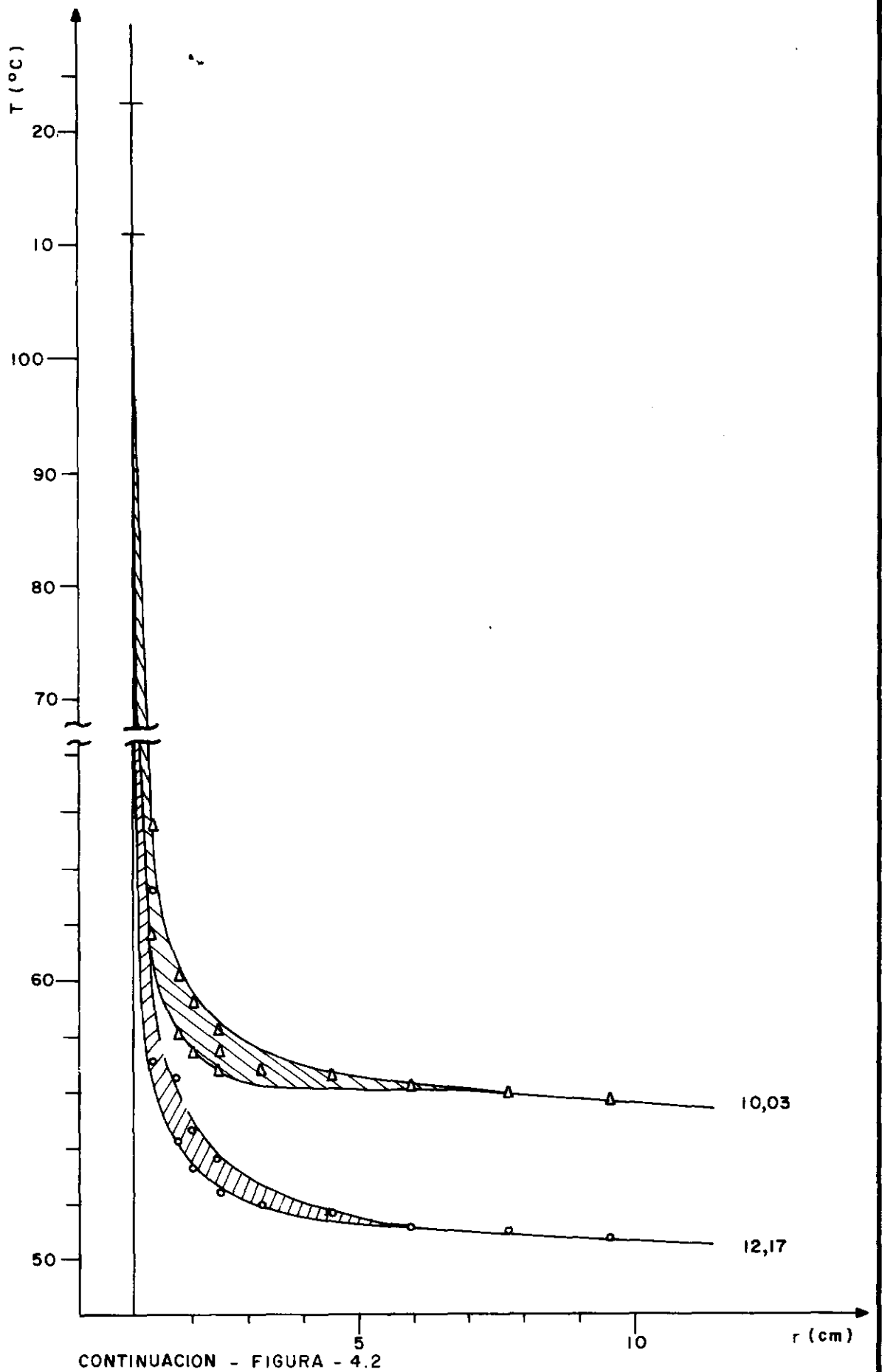
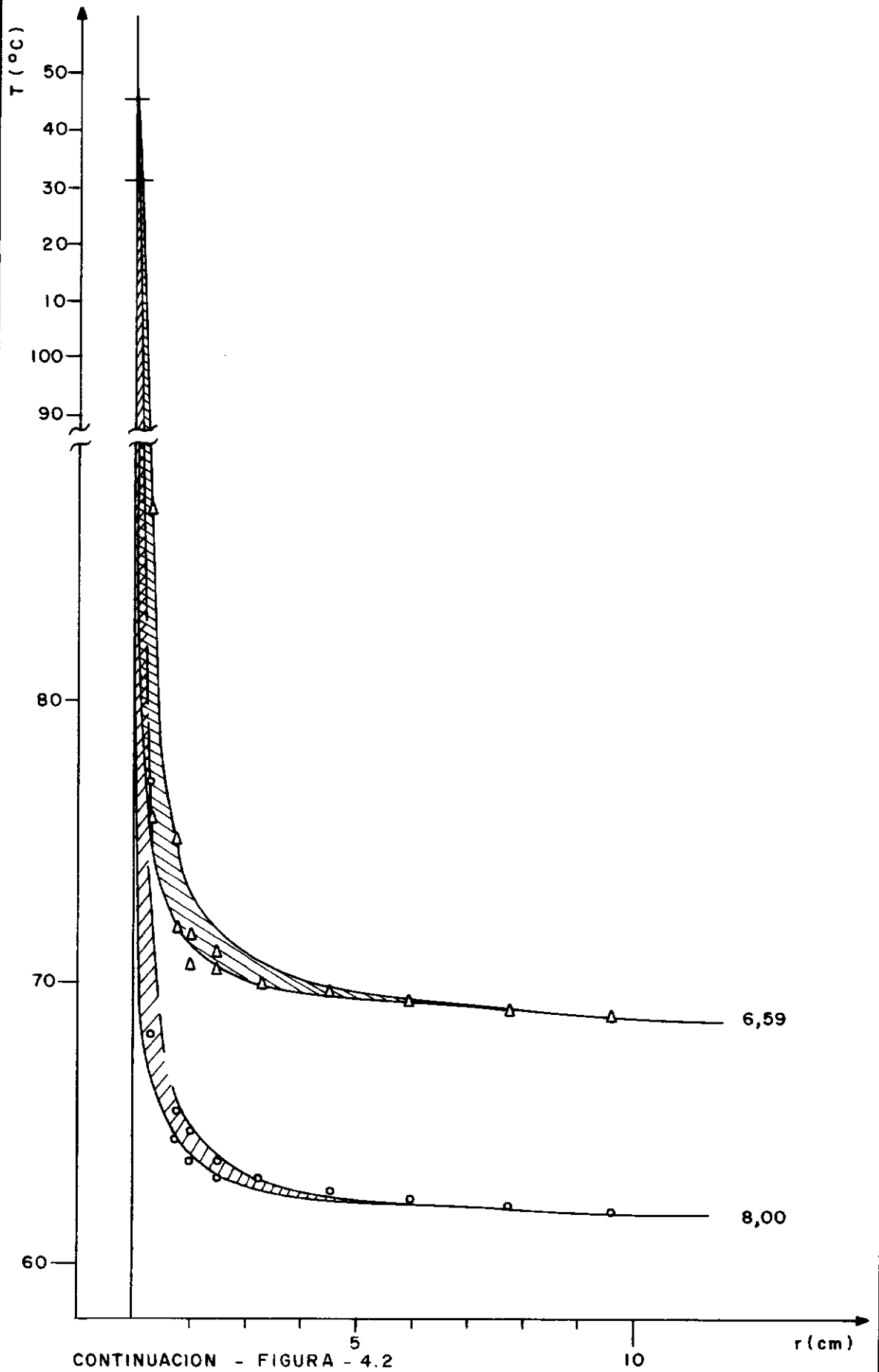
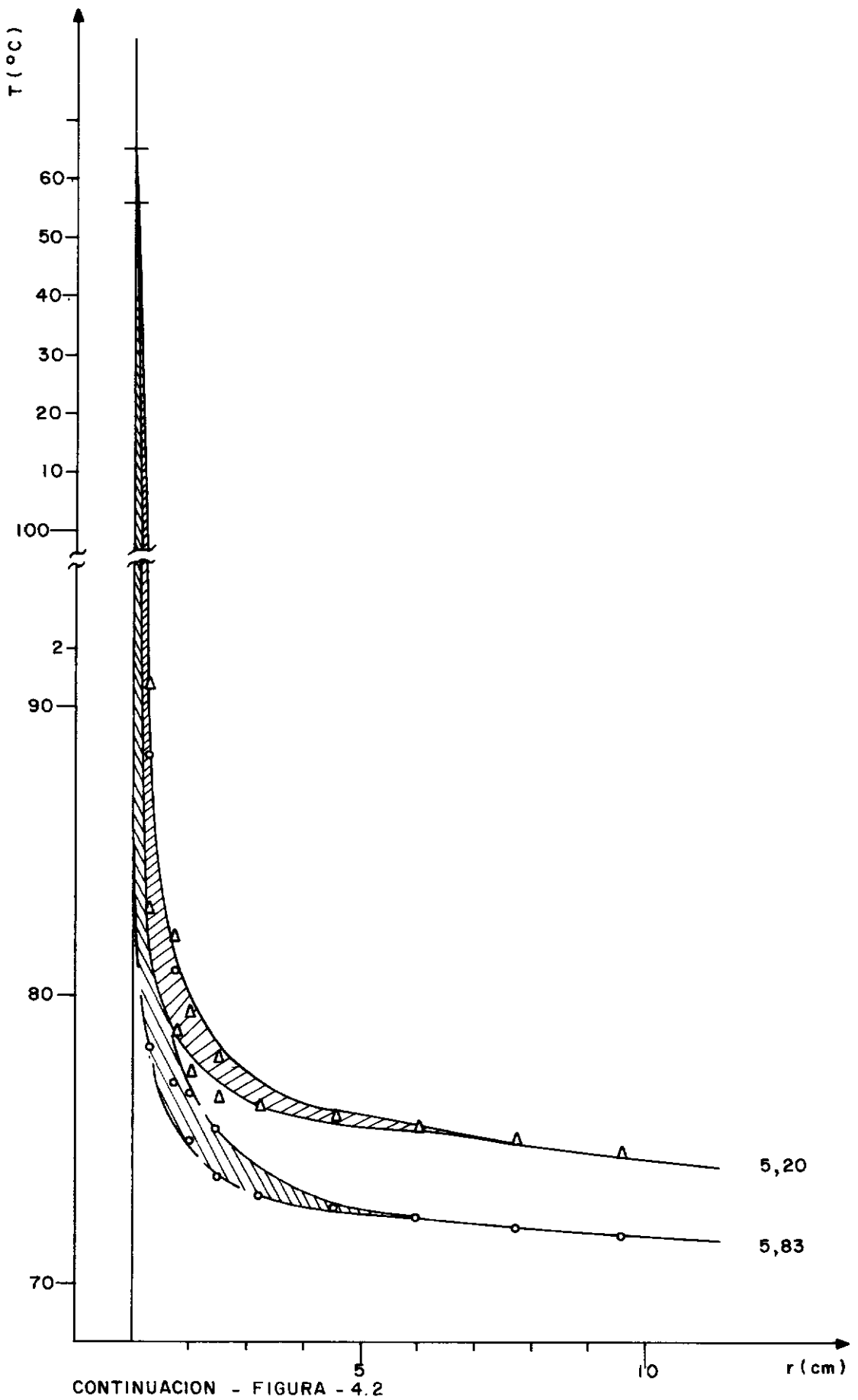


Figura 4.2 - Distribución Radial de Temperatura $d_p = 0,15 \text{ mm}$









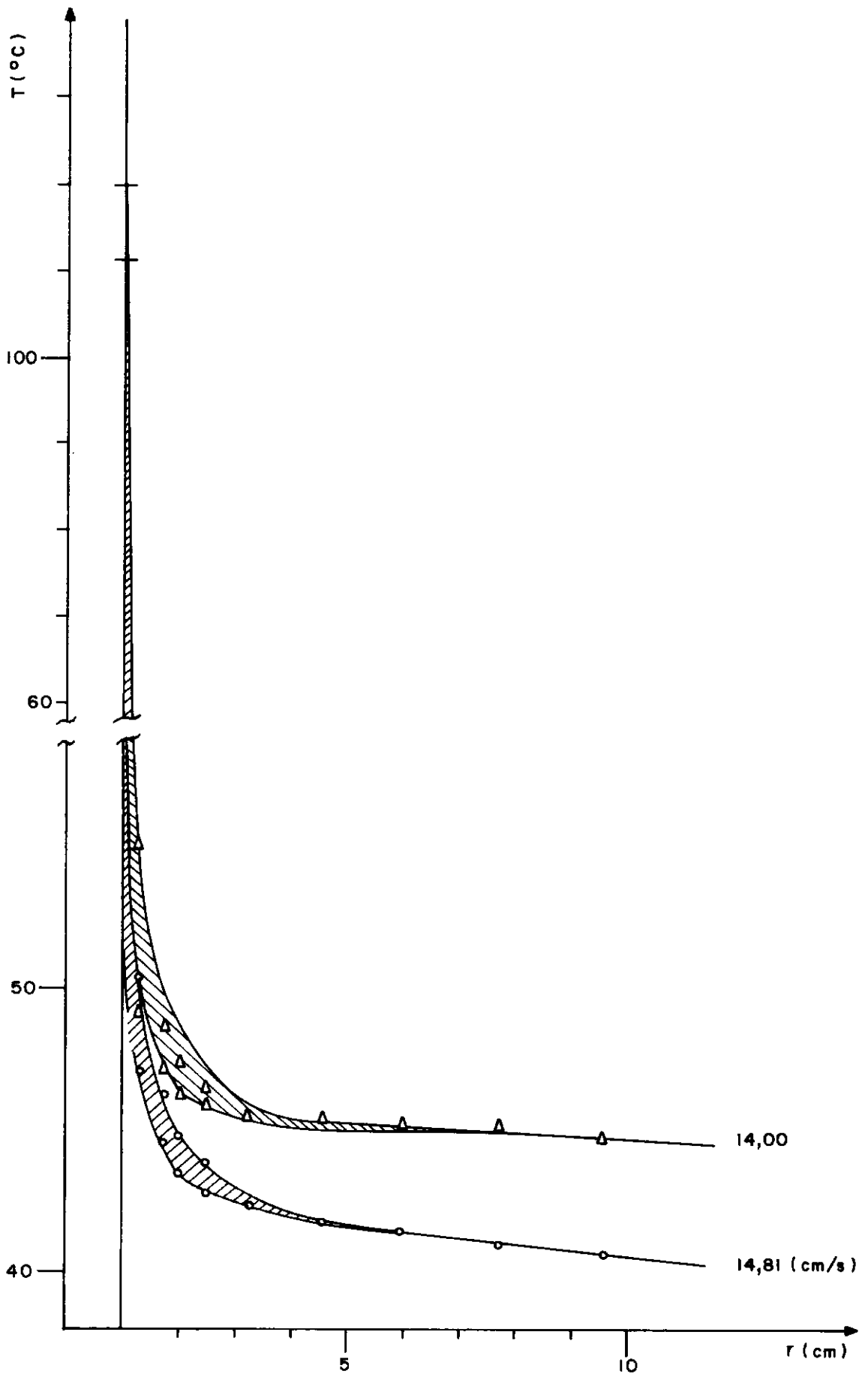
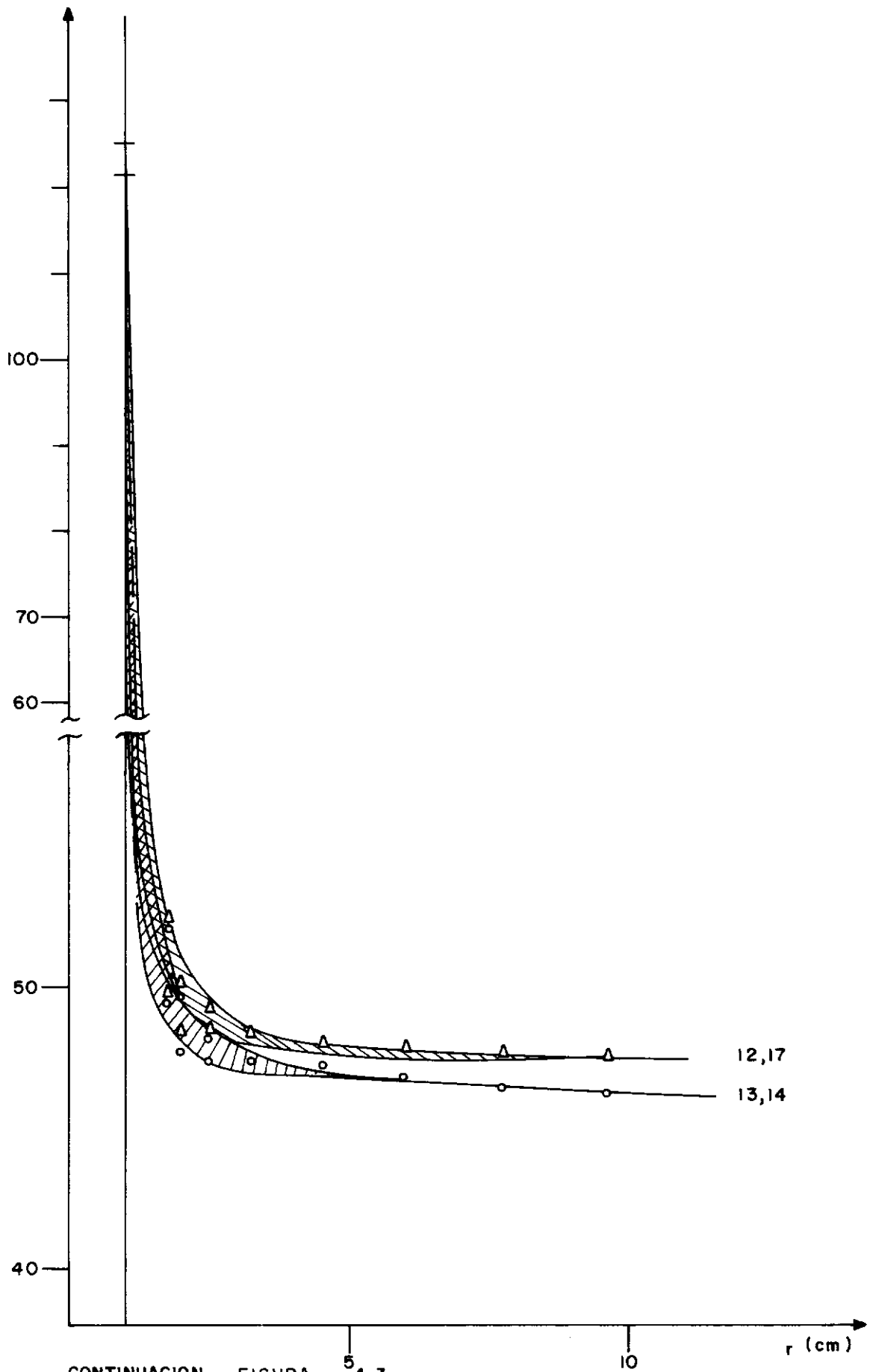
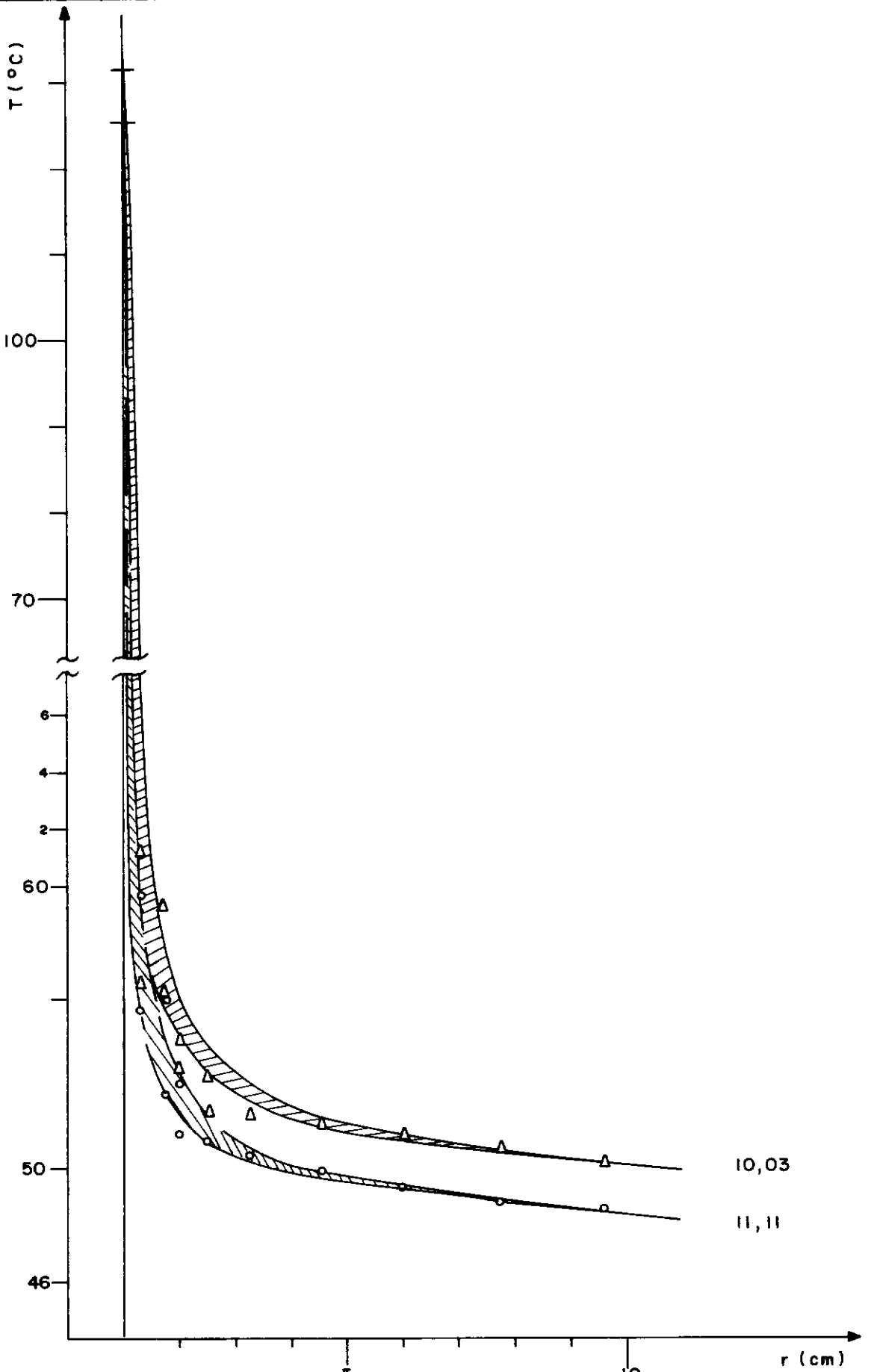
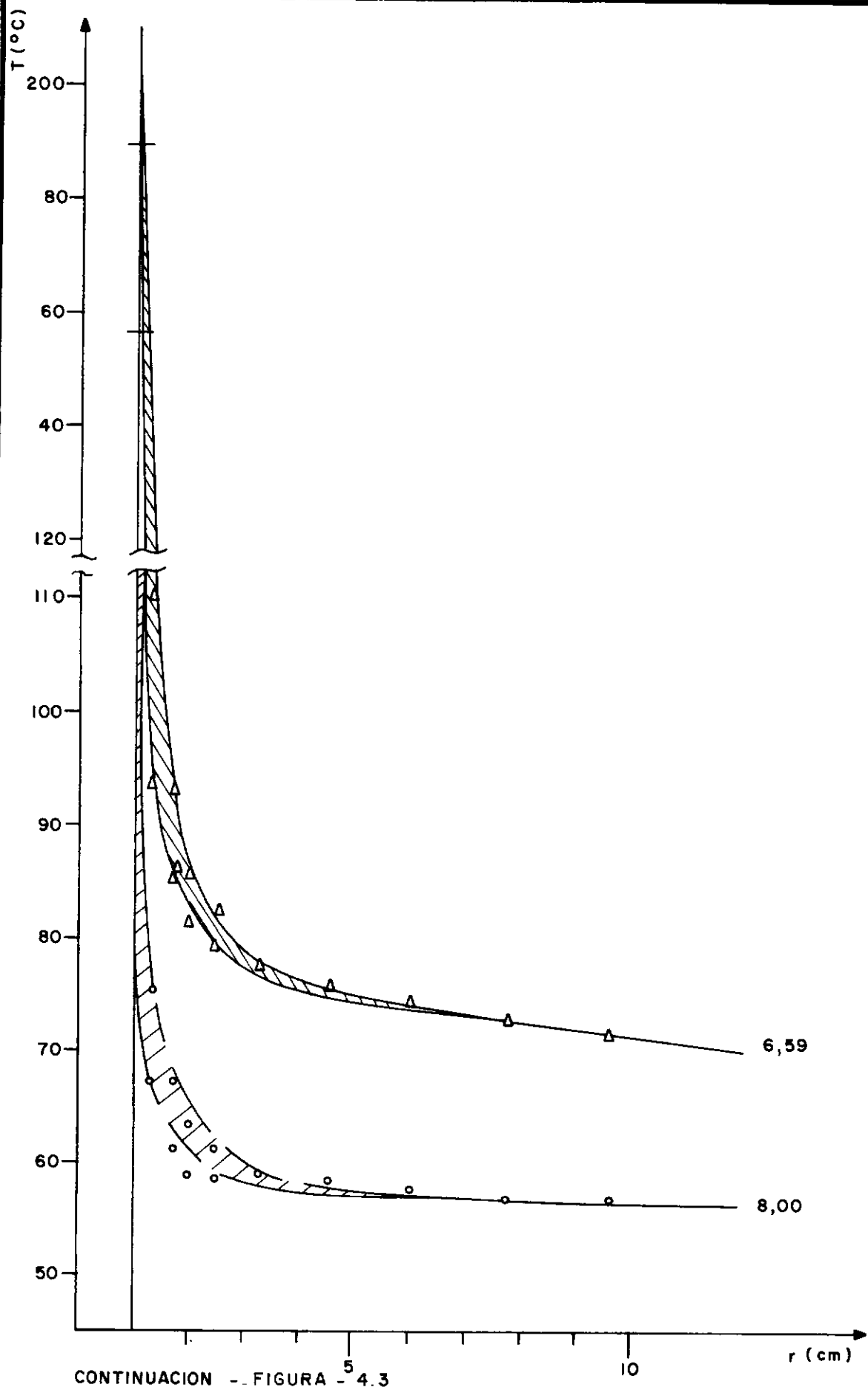


Figura 4.3 - Distribucion de Temperatura $dp = 0.246$ mm







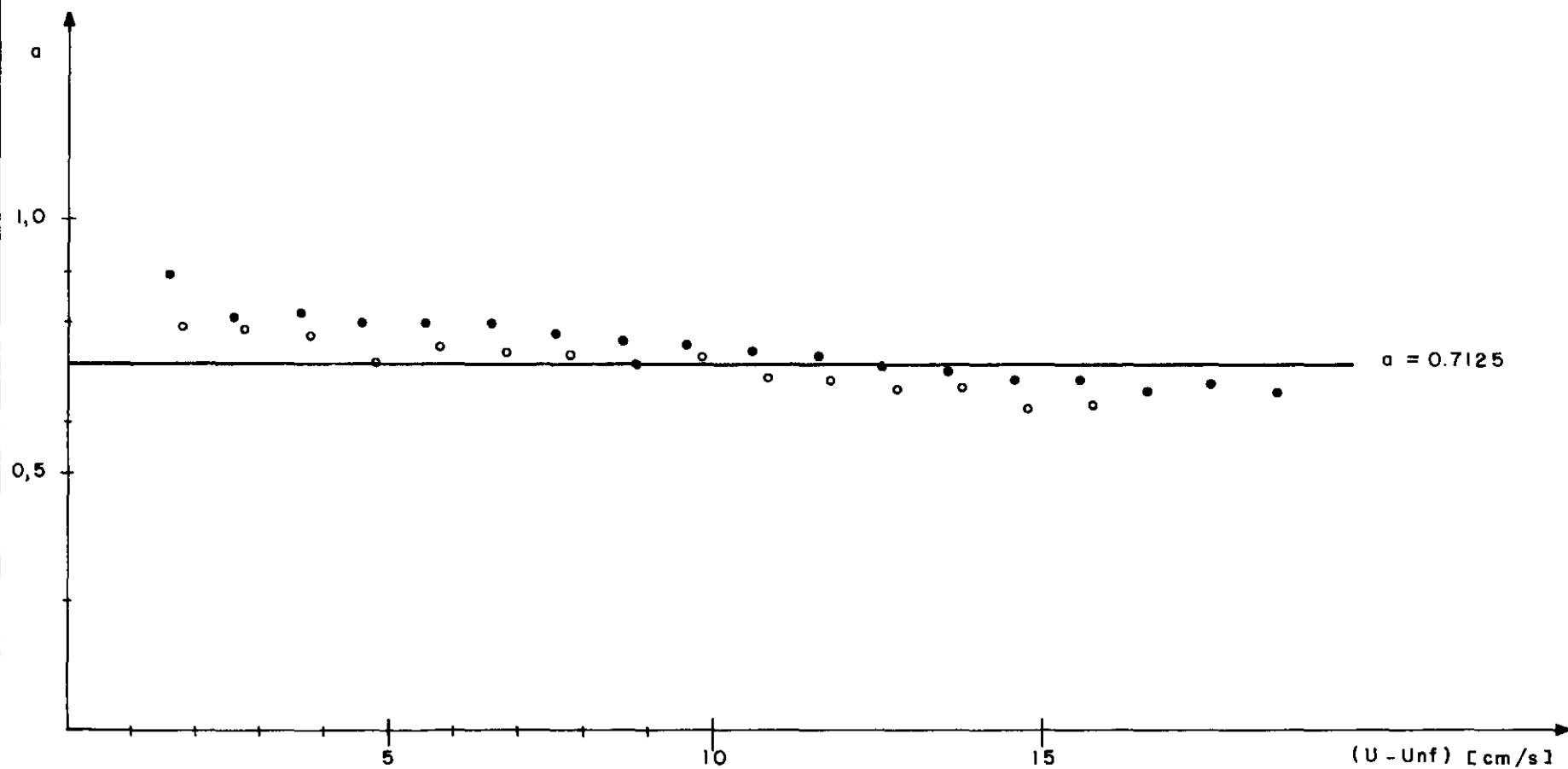


Figura 4.4 - Variación del exponente "a" para $U_B = 0,71 \sqrt{g \cdot D_e}$

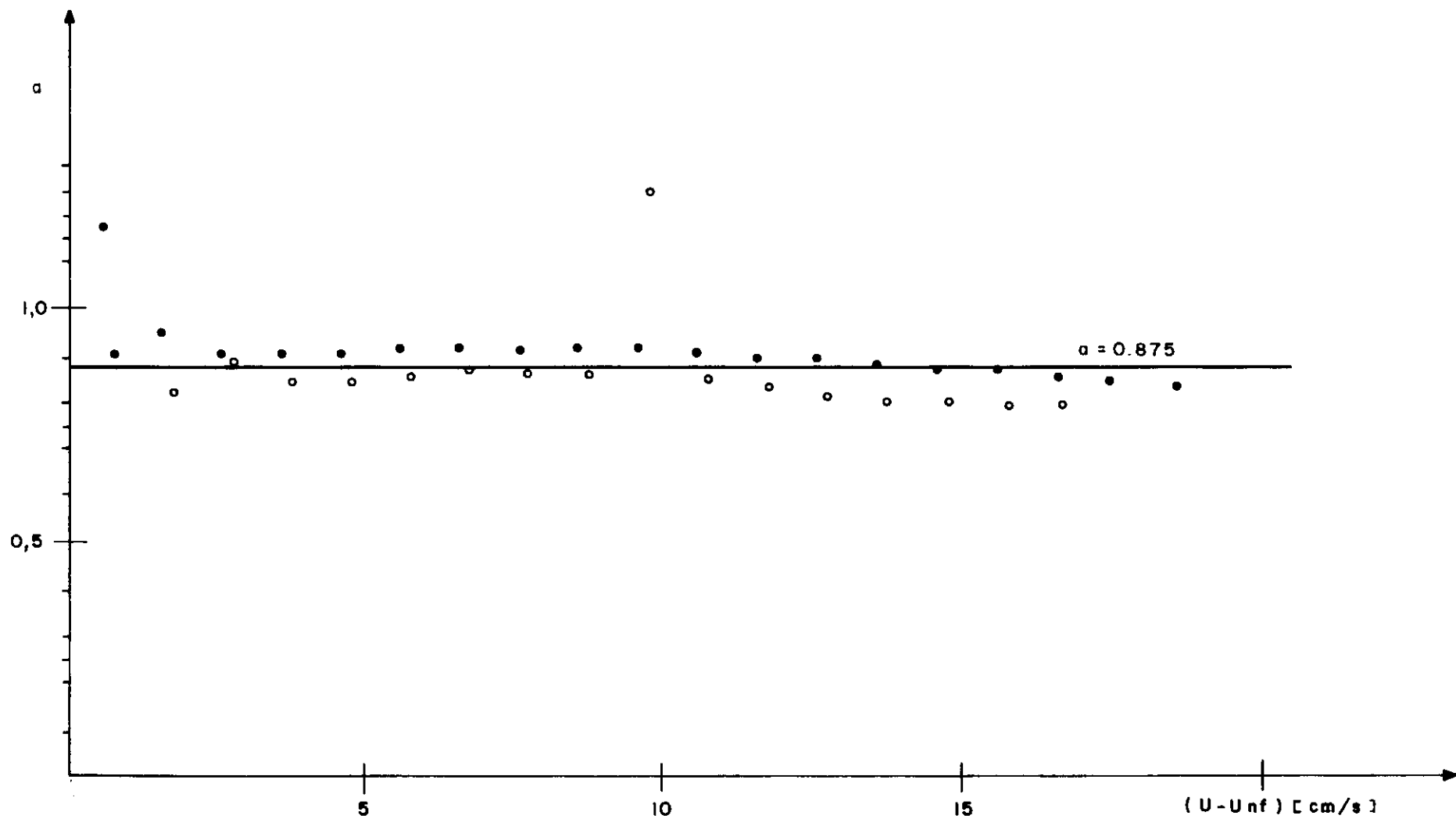


Figura 4.5 - Variación del exponente "a" para $U_B = 0,35 \sqrt{g \cdot D_0}$

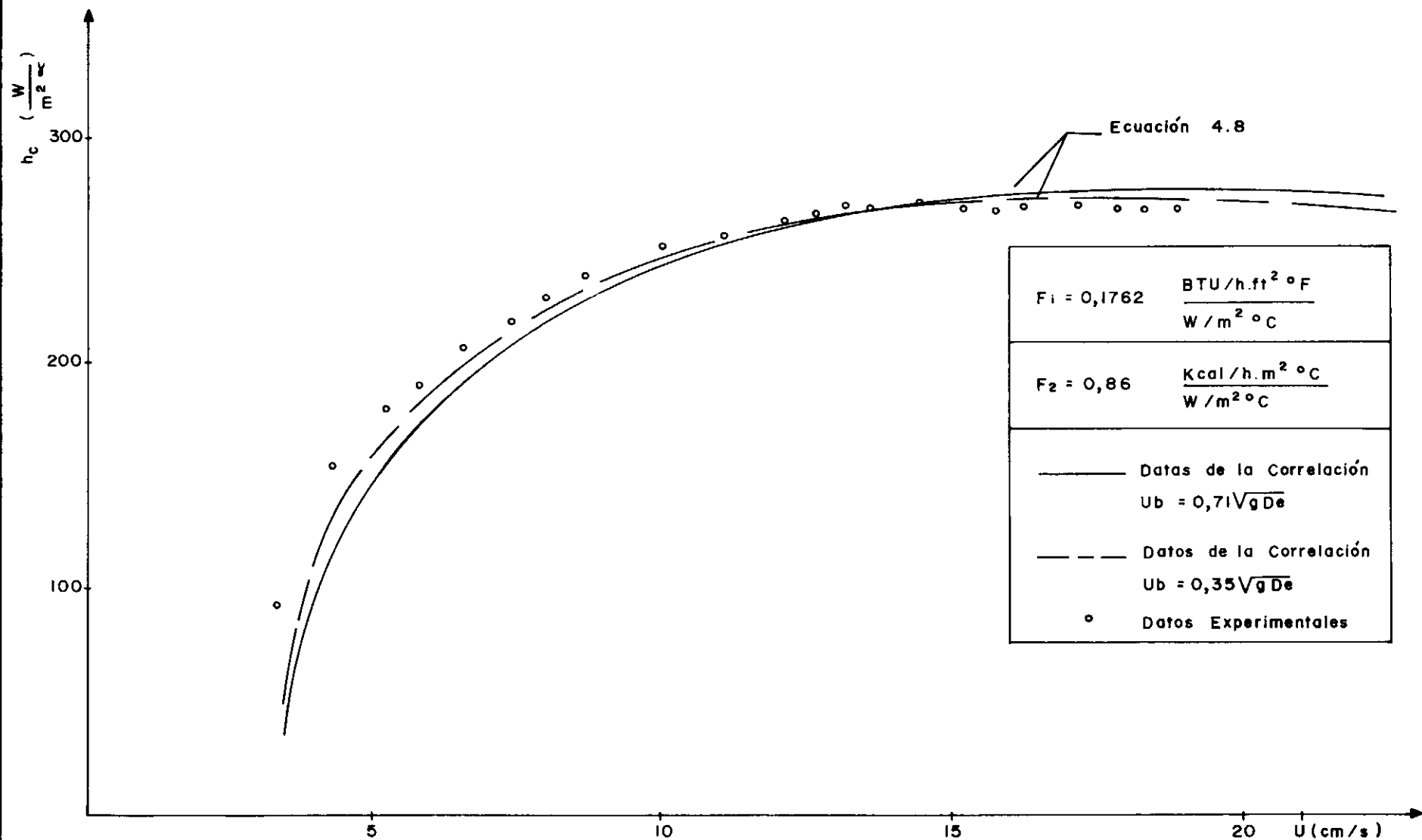
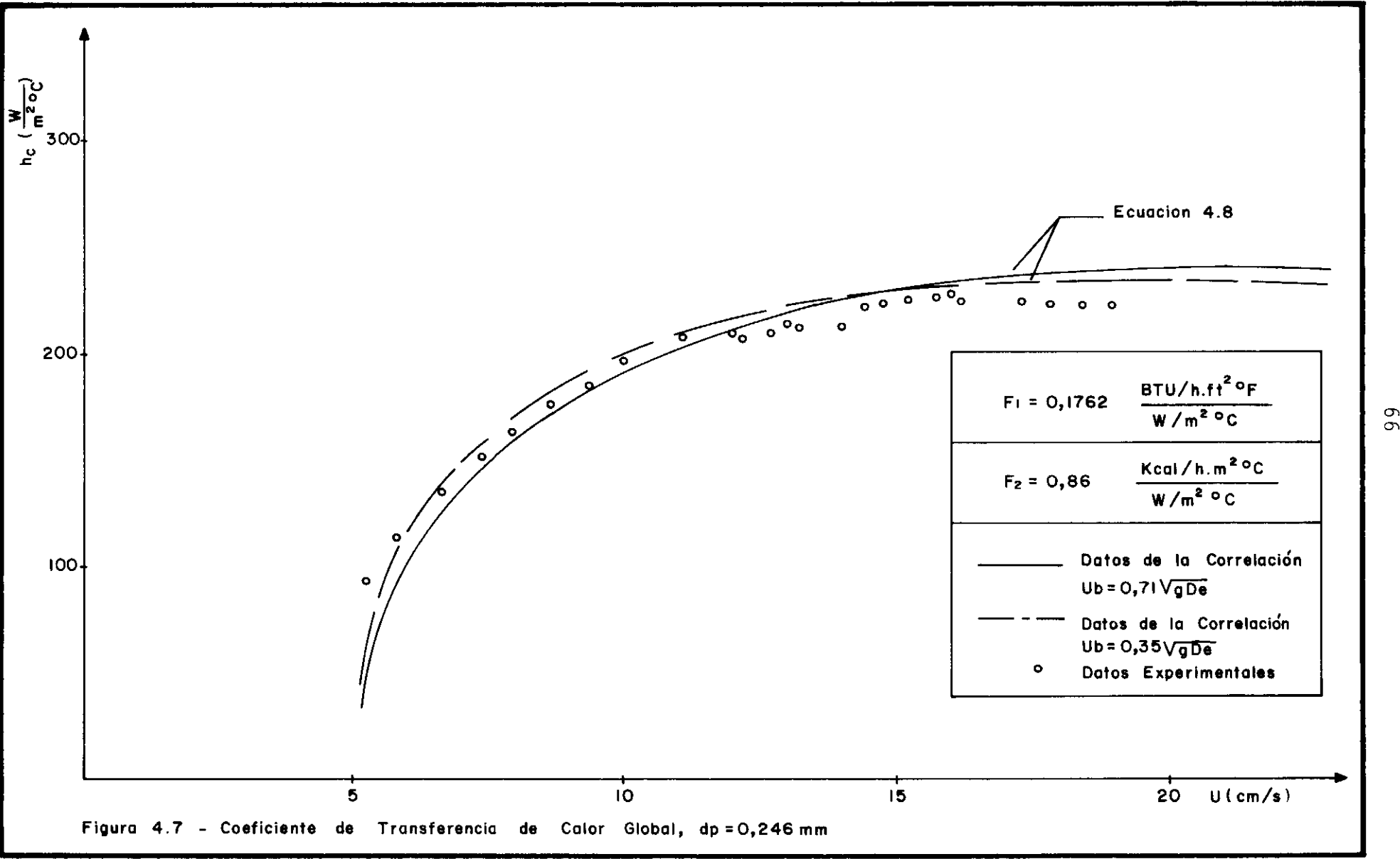


Figura 4.6 - Coeficiente de Transferencia de Calor Global, $dp=0,15 \text{ mm}$



CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos con la utilización de las técnicas experimentales descritas en el Capítulo II fueron bastante satisfactorias, indicando que el modelo adoptado puede ser usado para describir el sistema tanto en su comportamiento hidrodinámico como térmico.

El registro en filmes de las fluctuaciones del lecho permitió calcular el nivel de expansión del sistema; y poder compararlas con las dos tendencias de expansión y la teoría bi-fásica de fluidización; de lo que se observó que existe mayor concordancia de los datos experimentales con la tendencia de tamaño constante de burbuja.

Se verificó que la presencia de tubos inmersos en el lecho tienen una sierta influencia en la expansión del lecho fluidizado; encontrándose que para este caso particular la expansión del lecho está influenciada en un 7%. Por lo tanto ecuación (4.1) puede considerarse aceptable para la porosidad media puntual de un lecho fluidizado con tubos inmersos.

El registro de temperaturas permitió calcular el coeficiente global de transferencia de calor; siendo necesario hacer un sondeo térmico para verificar el grado de estabilidad de la temperatura del lecho para un dado flujo de gas con re-

lación al tiempo; se encontró que el tiempo necesario para alcanzar el régimen permanente oscila con el flujo de gas desde 20 hasta 60 minutos para condiciones de régimen fluidizado y de mínima fluidización respectivamente como reportó Xavier A.M. (43).

Con relación a ecuación (4.8) que da la predicción del coeficiente global de transferencia de calor como una función aditiva de sus componentes de las dos fases respectivas, puede considerarse aceptable para describir el mecanismo de transferencia de calor del sistema usado. Puede observarse el aumento de la componente convectiva del gas a medida que aumenta la velocidad superficial del gas; así como también puede observarse que la componente convectiva de la fase particulada aumenta con los incrementos del flujo de gas debido al movimiento de dicha fase alcanzando un valor máximo; posteriormente con excesos de gas mayores que un dado valor óptimo para cada diámetro de partícula caerá gradualmente; razón por la cual se tienen zonas de crecimiento y zonas de decrecimiento en la curva $h \rightarrow U$.

Los valores máximos obtenidos experimentalmente del coeficiente de transferencia de calor global fueron de 270 y 227 $[W/m^2 \text{ } ^\circ C]$ para diámetro medio de partículas de 0,15 y 0,246 $[mm]$ respectivamente. La correlación propuesta predice estos valores con un error de 4 y 6% para condiciones de lechos con flujo empistonado parcialmente y burbujeamiento libre respectivamente.

Como una prolongación de este trabajo podría considerarse la influencia de circulación de la fase particulada y de movimiento de la fase discreta sobre el coeficiente de

transferencia de calor global. Debido a que la circulación de la fase particulada promueve el mecanismo de convección de dicha fase; y en un lecho fluidizado la componente convectiva de la fase particulada es mas relevante que el de la fase discreta, particularmente para diámetros de partículas pequeños.

Siendo que el equipo utilizado para la realización de este trabajo puede ser usado en otras investigaciones, se sugieren algunas modificaciones en la precámara y distribuidor, para distribuir el gas de tal forma que pueda aumentarse la circulación de la fase particulada con lo cual posiblemente se obtengan valores mas altos para el coeficiente de transferencia de calor global en las mismas condiciones de flujo de gas y diámetro de partículas.

BIBLIOGRAFIA

- (1) BAERG A., KLASSEN J. and P.E. GISHLER; Heat Transfer in a Fluidized Solids Bed.; Canadian Journal of Research Vol. 28, N^o 8, pp. 287-307, 1950.
- (2) BAKKER P.J. and P.M. HEERTJES; Porosity Distributions in a Fluidized Bed; Chem. Eng. SC., Vol. 12, pp. 260-271, 1960.
- (3) BASKAKOV A.P. and PAKHALUEV V.M.; Investigation of the Thermal Conductivity of a Bed Fluidized in the Presence of Banks of Horizontal Tube; Int. Chem. Eng., Vol. 13, N^o1 pp. 48-51, 1973.
- (4) BASKAKOV A.P. and SUPRUM V.M.; The Determination of the Convective Component of the Coefficient of Heat Transfer to a Gas in a Fluidized Bed; Int. Chem. Eng., Vol. 12, N^o 1, pp. 53-55, 1972
- (5) BASKAKOV A.P., BERG B.V. and O.K. VITT; Heat Transfer to Objects Immersed in Fluidized beds; Powder Technology, Vol. 8, pp. 273-282, 1973.
- (6) BOTTERILL J.S.M. and J.R. WILLIAMS; The Mechanism of Heat Transfer to Gas - Fluidized Beds.; Trans. Inst. Chem. Eng., Vol. 41, pp. 217-230, 1963.
- (7) BRADSHAW R.D. and J.E. MYERS; Heat and Mass Transfer in Fixed an Fluidized Beds of Large Particle; AIChE, Vol. 9, N^o 5, pp. 591-595, 1963.
- (8) CATIPOVIC N.M., JOVANOVIC G.N. and T.J. FITZGERALD; Regimes of Fluidization for Large Particle, AIChE, Vol. 24, N^o 3, pp. 543-547, 1978.

- (9) DARTON R.C., R.D. LaNAUZE, J.F. DAVIDSON and D. HARRISON;
Bubble Growth due to Coalescence in Fluidized Beds,
Trans. Inst. Chem. Eng., Vol. 55, pp. 274-280, 1977.
- (10) DAVIDSON J.F. and D. HARRISON; Fluidized Particles; Cambridge
University Press, 1963.
- (11) DAVIDSON J.F. and D. HARRISON; Fluidization, ed. by Davidson
J.F. and D. Harrison, Academic Press, London, 1971.
- (12) DENLOYE A.O.O. and J.S.M. BOTTERILL; Heat Transfer in
Flowing Packed Beds; Chem. Eng. SC., Vol. 23, pp. 461-
465, 1977.
- (13) DOW W.M. and H. JAKOB; Heat Transfer Between a Vertical Tube
and a Fluidized Air-Solid Mixtures; Chem. Eng. Progress
Vol. 47, No 12, pp. 637-648, 1951.
- (14) FISCHER & PORTER CO.; Correction Factor Curves for Flowrator
Meters; Instruction Bulletin 10A 9020 R2.
- (15) GABOR J.D.; Heat Transfer to Particle Bed with Gas Flows
Less Than or Equal to that Required for Incipient
Fluidization; Chem. Eng. SC., Vol. 25, pp. 979-984,
1970.
- (16) GOPALARATHNAM C.D.; E.H. HOELSCHER and G.S. LADDHA;
Effective Thermal Conductivity in Packed Beds; AIChE,
Vol. 7, No 2, pp. 249-253, 1961.
- (17) HUGHMAR G.A.; Heat Transfer in a Fluidized Bed of Small
Particle; AIChE, Vol. 19, No 3, pp. 658-659, 1957.
- (18) JAKOB A. and G.L. OSBERG; Effect of Gas Thermal Conductivity
on Local Heat Transfer in a Fluidized Bed; Canadian J.
of Chem. Eng. pp. 5-9, 1957.

- (19) JEPSON G., POLL A. and W. SMITH; Heat Transfer from Gas to Wall in a Gas/Solid Transport Line; Trans. Inst. Chem. Eng., Vol. 41, pp. 207, 1963.
- (20) JOSEPH F.F.; Design for Fluidization; Chem. Eng. Progress, pp. 89-96, 1962.
- (21) KUBIE J. and J. BROUGHTON; A Model of Heat Transfer in Gas Fluidized Beds; Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 18, pp. 289-299, 1975.
- (22) KUNII D. and O. LEVENSPIEL; Fluidization Engineering; John Wiley & Sons, Inc., 1969.
- (23) LEON L. and J.C. ELGIN; Mechanics of Vertical Moving Fluidized Systems; AIChE, Vol. 3, Nº 1, pp. 63-68, 1957.
- (24) LEVA, M.; Heat Transfer to Gases Through Packed Bed Tubes, General Correlation for Smooth Spherical Particles; Ind. and Eng. Chem., Vol. 39, Nº 7, pp. 857-862, 1931.
- (25) LEVA, M. and G. MILTON; Heat Transfer to Gases Through Packed Tubes Effect of Particle Characteristics; Ind. and Eng. Chem., Vol. 40, Nº 3, pp. 415-419, 1948.
- (26) MARSIMHA R.S. and K. RAMALINGAN; Heat Transfer Studies Between Particles and Liquid Medium in a Fluidized Beds.; Chem. Eng. SC., Vol. 12, pp. 166-174, 1960.
- (27) MARTIN DE ANDRADE J.F., R.O. VENTURA e M. SADDY; Combustão Fluidizada como Tecnologia Energética Para Materias-Primas Brasileiras, C.T.P., 1978.

- (28) MATSEN J.M.; Expansion of Fluidized Beds in Slug Flow; Chem. Eng. Progress Symposium Series, Vol. 66, No 101, pp. 47-51.
- (29) MERRY J.M.D. and DAVIDSON J.F.; Golf Stream Circulation in Shallow Fluidized Beds; Trans. Inst. Chem. Eng., Vol. 51, pp. 361-368, 1973.
- (30) MICKLEY H.S. and D.F. FAIRBANKS; Mechanism of Heat Transfer to Fluidized Beds; AIChE, Vol. 1, No 3, pp. 374-384, 1955.
- (31) MICKLEY H.S. and C.A. TRILLING; Heat Transfer Characteristics of Fluidized Beds; Ind. and Eng. Chem., Vol. 41, No 6, pp. 1135-1147, 1949.
- (32) MILLER C.O. and A.K. LOGWINIK; Fluidization Studies of Solid Particles; Ind. and Eng. Chem., Vol. 43, No 5, pp. 1220-1226, 1951.
- (33) RICHARDSON J.F. and A.E. MITSON; Sedimentation and Fluidization Part. II - Heat Transfer From a Tube Wall to Liquid-Fluidized System; Trans. Inst. Chem. Eng.; Vol. 36, pp. 270-282, 1958.
- (34) ROWE P.N.; Prediction of Bubble Size in a Gas Fluidized Beds; Chem. Eng. SC., Vol. 31, pp. 285-288, 1976.
- (35) SIEGEL R.; Effect of Distributor Plate-to-Bed Resistance Ratio on Onset of Fluidized Bed Channeling, AIChE, Vol. 22, No 3, pp. 590-592, 1976.
- (36) SWIFT D.L.; The Thermal Conductivity of Spherical Metal Powders Including the Effect of an Oxide Coating Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 9, pp. 1061-1070, 1966.

- (37) VAN HEERDEN C., NOBEL P. and D.W. VAN KREVELEN; Studies on Fluidization II - Heat Transfer; Chem. Eng. SC., Vol. 1, N^o 2, pp. 51-66, 1951.
- (38) VREEDENBERG H.A.; Heat Transfer Between a Fluidized Bed and a Horizontal Tube; Chem. Eng. SC., Vol. 9, pp. 52-60, 1958.
- (39) VREEDENBERG H.A.; Heat Transfer Between a Fluidized Bed and a Vertical Tube; Chem. Eng. SC., Vol. 11, pp. 274-285, 1960.
- (40) VREEDENBERG H.A.; Heat Transfer by Fluidized Beds; Proc. General Discussion on Heat Transfer, London, pp. 373-389, 1951.
- (41) WEN C.Y. and M. LEVA; Fluidized Bed Heat Transfer: A Generalized Dense-Phase Correlation; AIChE, Vol. 2, N^o 4, pp. 482-488, 1956.
- (42) XAVIER A.M. and J.F. DAVIDSON; Heat Transfer to Surfaces Immersed in Fluidized Beds, Particularly Tube Arrays; Proc. 2nd Eng. Foundation Conf. Fluidization Cambridge, England, 1978
- (43) XAVIER A.M.; Heat Transfer Between Fluidized Bed and a Surface, Tese Ph.D. Cambridge University, 1977
- (44) XAVIER A.M.; LEWIS D.A. and J.F. DAVIDSON; The Expansion of Bubbling Fluidized Beds, unpublished.
- (45) YAGI S. and D. KUNII; Studies on Effective Thermal Conductivities in Packed Beds; AIChE, Vol. 3, N^o 3, pp. 373-381, 1957.

- (46) ZABRODSKY S.S., N.V. ANTOBISHIN and A.L. PARNAS; On Fluidized Bed-to-Surface Heat Transfer; Canadian Journal of Chem. Eng., Vol. 54, pp. 52-58, 1976.
- (47) ZABRODSKY S.S.; Hidrodinamics and Heat Transfer in Fluidized Bed; The MIT Press, 1966.
- (48) ZIEGLER E.N. and W.T. BRAZELTON; Mechanism of Heat Transfer to a Fixed Surface in a Fluidized Bed; I & E.C. Fundamentals, Vol. 3, N° 2, pp. 94-98, 1964.

SIMBOLOGIA

A	Area del lecho
A _o	Area libre del distribuidor, usualmente area del distribuidor por orificio = $3,24 \times 10^{-4} \text{ m}^2$
A _t	Area de la superficie de transferencia
a	constante que relaciona al comportamiento térmico con el comportamiento hidrodinámico
B	constante definida en ecuación 3.4
b	expresión definida en ecuación 3.4
C _g	capacidad calorífica del gas
C _{mf}	capacidad calorífica de la fase particulada
C _s	capacidad calorífica del sólido
D	diámetro hidráulico
D _e	diámetro de las burbujas
d	diámetro de los tubos
d _p	diámetro de las partículas
F	factor de corrección
g	aceleración debido a la gravedad
H	altura del lecho
H _{max}	altura del lecho en la condición de máxima expansión
H _{mf}	altura del lecho en la condición de mínima fluidización
H _{min}	valor mínimo de la máxima expansión
h _c	coeficiente convectivo de transferencia de calor de la superficie al lecho
h _{gc}	coeficiente convectivo de transferencia de calor del gas
h _{pc}	coeficiente convectivo de transferencia de calor de las partículas
K _e	conductividad térmica efectiva del lecho empaquetado

K_e^0	conductividad térmica efectiva en el paquete con fluido inmóvil
K_g	conductividad térmica del gas
K_{mf}	conductividad térmica de la fase particulada
K_s	conductividad térmica del sólido
L	longitud de las superficies de transferencia
ℓ_p	distancia entre centros de dos partículas
M	masa del material usado
P	presión
Q	flujo de calor
r	radios concéntricos a la superficie de transferencia de calor
S_v	paso diametral vertical
T	temperatura
T_b	temperatura del lecho
T_o	temperatura de entrada del aire
T_s	temperatura de la superficie de transferencia
U	velocidad superficial del gas
U_A	velocidad absoluta de las burbujas
U_b	velocidad relativa de las burbujas
U_{mf}	velocidad superficial del gas en condición de mínima fluidización
V	volumen
V_T	fracción de volumen que los tubos ocupan en el lecho = $\frac{\text{Volumen de los tubos}}{\text{Volumen del lecho}}$
$V_{T_{max}}$	V_T , en la condición de máxima expansión del lecho
$V_{T_{mf}}$	V_T , en la condición de mínima fluidización
X	fracción de superficie de contacto efectiva de la fase discreta en la superficie de transferencia

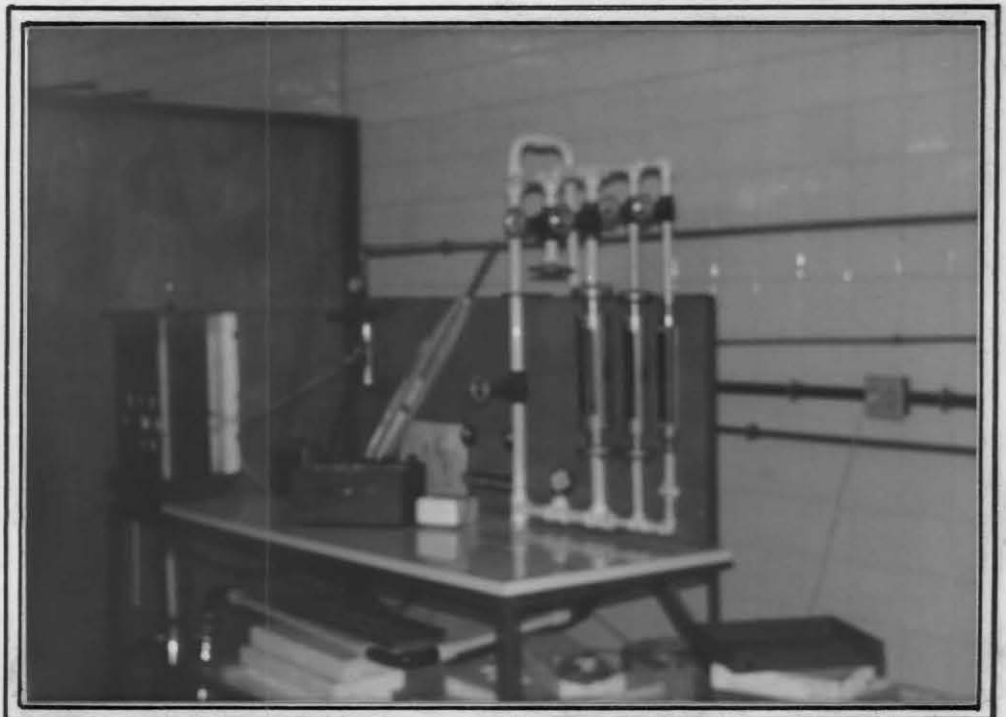
α	relación entre la velocidad másica del fluido en la dirección del flujo de calor y la velocidad másica superficial del gas
β	relación de distancias entre centros de dos partículas y el diámetro de las partículas
γ	relación definida por ecuación 5.1 del apéndice 5
ϵ	fracción de vacío
ϵ_d	fracción de vacío medio
ϵ_{mf}	fracción de vacío en la condición de mínima fluidización
μ	viscosidad del gas
ρ_g	densidad del gas
ρ_{mf}	densidad de la fase particulada
ρ_s	densidad del sólido
A_r	Número de Arquímedes = $\frac{g d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{\mu^2}$
P_r	Número de Prandtl = $\frac{C_g \mu}{Kg}$
Re_p	Número de Reynolds de las partículas = $\frac{d_p \rho_g U}{\mu}$

A P E N D I C E 1

FOTOGRAFIAS



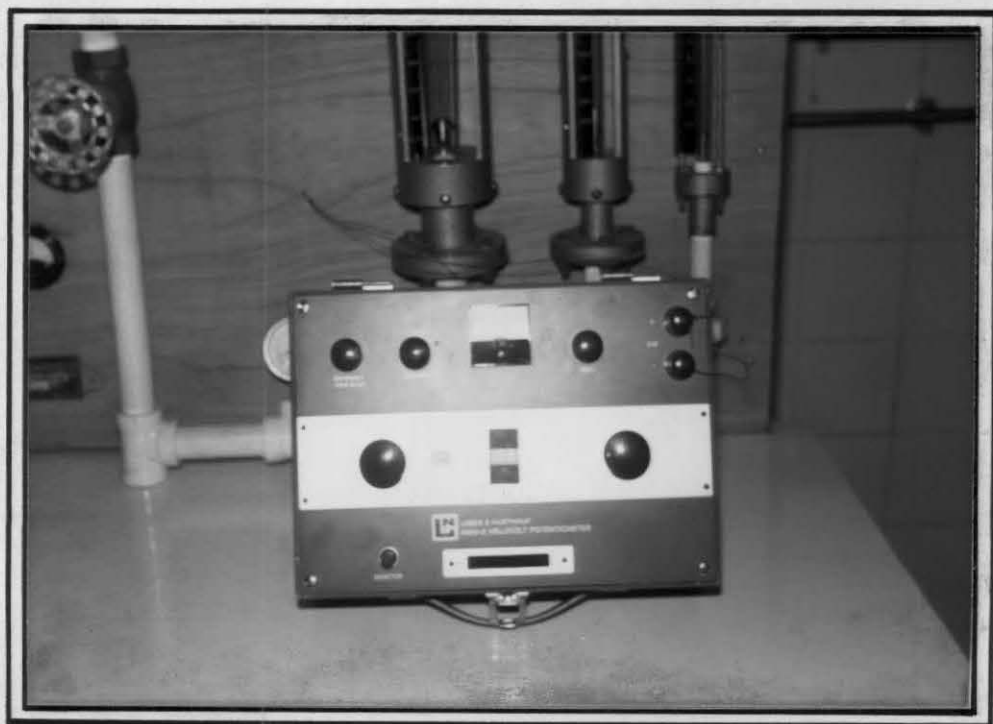
Unidad de Intercambio Vista Frontalmente



Vista Parcial del Equipo



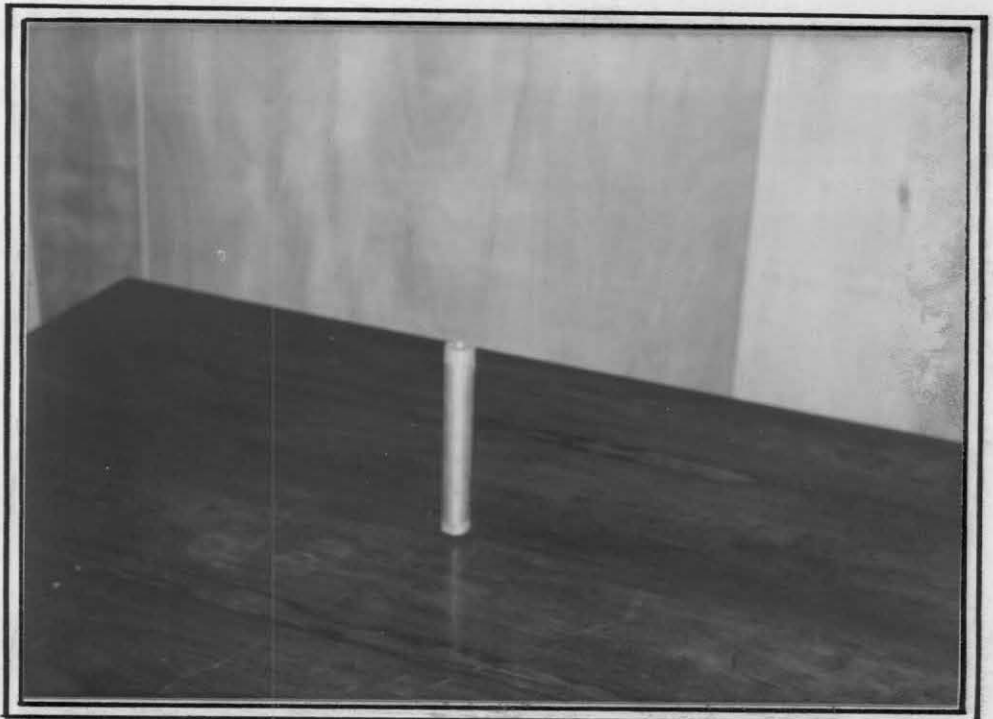
Unidad de Intercambio Vista Lateralmente



Vista del Potenciometro Usado



Unidad de Intercambio con Aislamiento Térmico



Cilindro de Cobre

APENDICE 2

CALIBRACION DE TERMOPARES

En la figura 2.1 se representa el esquema del montaje utilizado para la calibración de termopares.

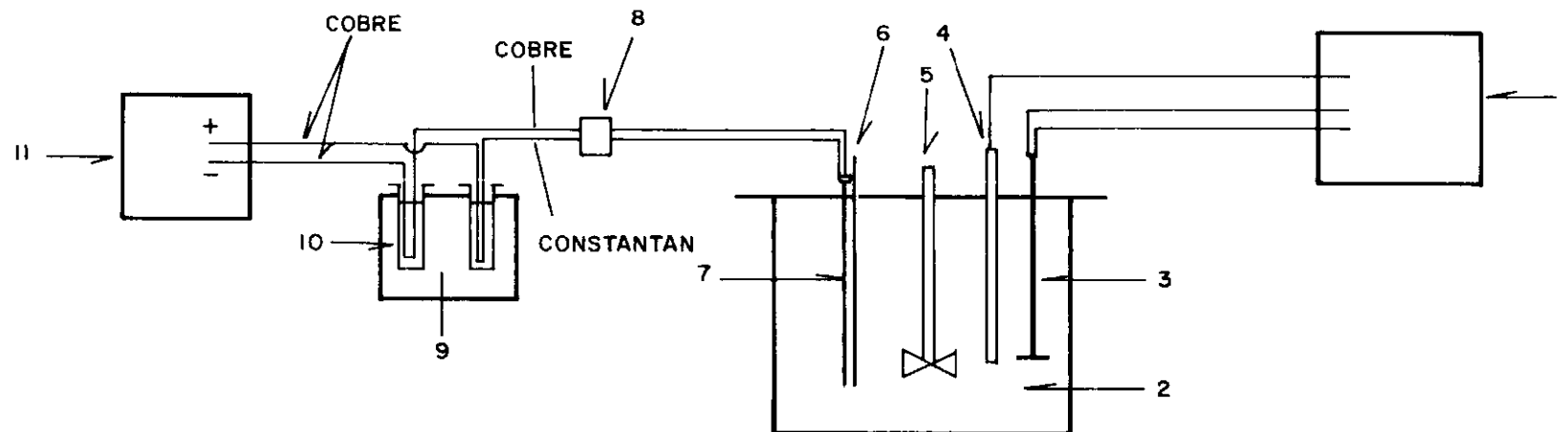
El método usado para calibrar termopares fue el de técnicas de comparación; por este método un termopar es calibrado comparando sus indicaciones con las de un termómetro pa-
dron a la misma temperatura.

La calibración consiste en medir la fuerza electromotriz del termopar que está siendo calibrado, bien como la temperatura de cada punto con un temómetro de precisión.

Los 7 termopares de cobre-constantan usados se calibraron en un baño de aceite de alta temperatura HTF-100 UNCON FLUID con punto de ebullición de $260 [^{\circ}\text{C}]$; la temperatura fue obtenida usando un termómetro de precisión de la ASTM de 0 a $250 [^{\circ}\text{C}]$; y los milivoltajes se obtuvieron usando un potenciómetro marca Leeds and Northrup modelo 8690-2. La temperatura en el baño se mantuvo constante usando un controlador de temperatura de la HAAKE modelo R 20 equipado con sensor de temperatura y resisten
cia eléctrica.

Con los puntos experimentales se levantó una curva para cada termopar, obteniéndose precisión para lectura de hasta $0.1 [^{\circ}\text{C}]$.

Los puntos experimentales obtenidos se presentan en la tabla 2.1.



1 - CONTROLADOR DE TEMPERATURA
 2 - BAÑO DE ACEITE
 3 - RESISTENCIA ELECTRICA
 4 - SENSOR DE TEMPERATURA
 5 - AGITADOR
 6 - TERMOMETRO DE PRECISION

7 - TERMOPARES
 8 - LLAVE SELECTORA
 9 - BAÑO A 0°C
 10 - PROBETA CON MERCURIO
 11 - POTENCIOMETRO

Figura 2.1 - Montaje para Calibración de Termopares

TABLA 2.1 : CALIBRACIÓN DE TERMOPARES

TEMPERATURA	MILIVOLTAJE EN TERMOPARES						
°C	TC1	TC2	TC3	TC4	TC5	TC6	TC7
25.6	1.024	1.021	1.026	1.103	1.105	1.095	1.088
31.0	1.240	1.237	1.242	1.335	1.338	1.326	1.318
38.7	1.548	1.544	1.551	1.667	1.671	1.655	1.645
42.5	1.200	1.696	1.703	1.831	1.835	1.818	1.806
47.8	1.912	1.907	1.916	2.059	2.064	2.049	2.032
54.1	2.164	2.159	2.168	2.330	2.336	2.314	2.300
60.2	2.408	2.402	2.413	2.593	2.599	2.575	2.560
65.0	2.600	2.594	2.605	2.800	2.806	2.78	2.763
70.1	2.804	2.797	2.810	3.019	2.026	2.998	2.980
76.4	3.056	3.048	3.062	3.291	3.298	3.268	3.25
79.8	3.192	3.184	3.198	3.437	3.445	3.413	3.392
85.9	3.436	3.427	3.443	3.700	3.709	3.674	3.651
90.0	3.600	3.591	3.607	3.876	3.886	3.850	3.83
97.2	3.888	3.878	3.896	4.187	4.196	4.160	4.131
102.0	4.080	4.070	4.088	4.393	4.404	4.363	4.335
108.4	4.336	4.325	4.345	4.669	4.680	4.636	4.607
115.0	4.600	4.589	4.609	4.953	4.965	4.919	4.890
122.4	4.896	4.884	4.906	5.272	5.284	5.235	5.202
127.8	5.112	5.099	5.122	5.505	5.518	5.466	5.432
133.6	5.344	5.331	5.355	5.754	5.768	5.714	5.678
142.0	5.680	5.666	5.691	6.116	6.131	6.070	6.040
154.3	6.172	6.137	6.184	6.696	6.662	6.599	6.560
160.1	6.404	6.388	6.417	6.896	6.912	6.847	6.804
170.2	6.808	6.791	6.822	7.331	7.348	7.280	7.234
180.0	7.200	7.182	7.214	7.753	7.771	7.700	7.650
190.4	7.616	7.597	7.631	8.201	8.220	8.140	8.092
200.0	8.000	7.980	8.016	8.614	8.635	8.554	8.500
210.0	-	-	-	9.045	9.066	8.982	8.925
220.6	-	-	-	9.510	9.533	9.444	9.384
230.0	-	-	-	9.907	9.930	9.837	9.775
240.6	-	-	-	10.363	10.387	10.290	10.226
248.0	-	-	-	10.682	10.707	10.607	10.540
$m \frac{mV}{^{\circ}C}$	0.04000	0.0399	0.04008	0.043072	0.043173	0.04277	0.04250
$m^{-1} \frac{^{\circ}C}{mV}$	25.00	25.06	24.95	23.22	23.16	23.38	23.53

A P E N D I C E 3

DATOS EXPERIMENTALES HIDRODINAMICOS

TABLA 3.1 : RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CLASIFICACIÓN DE CENIZA DE CARBÓN

TAMAÑO	DENSIDAD	PESO	PORCENTAJE	DIÁMETRO EFECTIVO	VELOCIDAD DE MINIMA FLUIDIZACIÓN
mm	g /cm ³	kg	x _i	d _p mm	U _{mf} cm/s
0,288 - 0,240	2,15	0,239	0,027791	0,150	3,41
0,240 - 0,210	2,19	1,011	0,117558		
0,210 - 0,150	2,30	3,364	0,391163		
0,150 - 0,105	2,60	3,364	0,391163		
0,105 - 0,075	2,75	0,622	0,072325		
	2,42	8,600	1,00000		
0,590 - 0,298	2,11	2,150	0,2500	0,246	5,20
0,298 - 0,150	2,26	6,065	0,7052		
0,150 - 0,105	2,60	0,385	0,0448		
	2,23	8,600	1,0000		

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum x_i / d_{p_i}}$$

donde \bar{d}_p es el diámetro medio efectivo,

x_i es el porcentaje en peso

d_{p_i} es la media aritmética de dos tamaños sucesivos

TABLA 3.2. : DATOS DE EXPANSION DEL LECHO FLUIDIZADO

		dp = 0,246 mm			
		CON TUBOS		SIN TUBOS	
F	U cm/s	H _{max} (mm)	H _{min} (mm)	H _{max} (mm)	H _{min} (mm)
0,96	15,00	283	271	268	252
0,98	14,81	282	271	267	252
1,02	14,52	281	270	266	251
1,06	14,40	280	269	265	250
1,08	14,00	278	266	264	248
1,10	13,58	276	264	262	247
1,12	13,14	274	262	260	247
1,14	12,67	272	260	259	246
1,16	12,17	270	260	258	245
1,18	11,66	270	258	257	245
1,20	11,11	268	256	254	243
1,23	10,63	265	255	250	242
1,25	10,03	263	255	247	240
1,26	9,44	260	252	244	238
1,28	8,69	254	250	242	236
1,30	8,02	252	249	238	234
1,32	7,36	250	248	235	231
1,33	6,59	248	247	232	230
1,35	5,83	247	246	228	227
1,36	U _{mf} = 5,20	245	-	226	-

TABLA 3.3. : DATOS DE EPANSION DEL LECHO FLUIDIZADO

		dp = 0,15 mm			
		CON TUBOS		SIN TUBOS	
F	U cm/s	H _{max} (mm)	H _{min} (mm)	H _{max} (mm)	H _{min} (mm)
0,96	15,00	264	256	250	236
0,98	14,81	263	255	248	235
1,02	14,52	262	255	246	233
1,06	14,40	261	254	244	232
1,08	14,00	260	254	243	232
1,10	13,58	260	253	243	230
1,12	13,14	259	251	242	228
1,14	12,67	257	250	240	226
1,16	12,17	257	248	238	224
1,18	11,66	255	246	235	221
1,20	11,11	253	245	233	220
1,23	10,63	251	242	230	217
1,25	10,03	248	239	228	215
1,26	9,44	244	236	226	214
1,28	8,69	238	232	222	212
1,30	8,02	234	229	218	210
1,32	7,36	229	224	214	209
1,33	6,59	226	222	211	206
1,35	5,83	223	220	208	202
1,36	5,20	218	215	202	199
1,37	4,23	215	213	198	197
1,38	U _{mf} = 3,41	212	-	196	-

TABLA 3.4. : DIÁMETRO EQUIVALENTE DE BURBUJA

VELOCIDAD	DIÁMETRO DE BURBUJA, mm	
U (cm/s)	$\bar{d}_p = 0,246\text{mm}$	$\bar{d}_p = 0,15\text{mm}$
22,00	52,9	55,12
21,00	51,7	53,9
20,00	50,4	52,7
19,00	49,0	51,4
18,00	47,5	50,0
17,00	46,0	48,7
16,00	44,4	47,2
15,00	42,7	45,6
14,00	40,9	44,0
13,00	39,0	42,4
12,00	36,8	40,5
11,00	34,6	38,6
10,00	32,1	36,4
9,00	29,3	34,1
8,00	25,9	31,5
7,00	21,6	28,6
6,00	15,6	25,1
5,00		20,6
4,00		13,9

TABLA 3.5.: PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL MATERIAL USADO
ANÁLISIS INMEDIATO (BASE SECA)*

NOMBRE	CONTENIDO	NORMA
Carbono Fijo	10,2%	DIN 51720
Azufre Total	1,2%	DIN 51724
Ceniza	88,6%	DIN 51724
Poder Calorífico	980 $\frac{\text{cal}}{\text{g}}$	DIN 51900

COMPOSICIÓN DE LAS CENIZA DE CARBÓN *

COMPUESTO	CONTENIDO	NORMA
Fe_2O_3	6,4%	DIN 51729
SiO_2	56,0%	" "
Al_2O_3	30,4%	" "
CaO	2,0%	" "
MgO	0,8%	" "
Na_2O	0,3%	" "
K_2O	1,0%	" "
TiO_2	1,2%	" "
P_2O_5	0,6%	" "
SO_3	1,0%	" "

FUSIBILIDAD DE LA CENIZA DE CARBÓN *

PUNTO DE	TEMPERATURA, °C	NORMA
Deformación	1480	DIN 51730
Semisfera	1550	" "
Fluidez	1570	" "

PROPIEDADES A 60 °C

MATERIAL	DENSIDAD kg/m^3	CALOR ESPECÍFICO $\text{W} \cdot \text{s/kg} \cdot ^\circ\text{C}$	CONDUCTIVIDAD TERMICA $\text{W/m}^\circ\text{C}$	VISCOSIDAD Kg/ms
Aire**	1,205	1005	0,026	$1,716 \times 10^{-5}$
Ceniza de Carbón	Ver Ta bla 3.1	1000 ***	1,00***	-

* Datos suministrados por CIENTEC

** De Basic Heat Transfer, M.N: Ozisik pag. 498

*** De A.M. Xavier Tesis Ph.D. Tabla 4.2, 4.3

A P E N D I C E 4

DATOS EXPERIMENTALES TERMICOS

U _o cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
14,81	1.3	54.39	-	-	-	-	52.40	-	-	-	-	53.40	49.16
		50.90	-	-	-	-	47.41	-	-	-	-		
	1.75	47.41	48.90	48.40	48.00	47.16	46.91	45.41	-	-	-	47.31	46.10
		46.91	46.41	47.90	46.50	46.16	45.16	44.91	-	-	-		
	2.00	47.16	46.91	46.91	47.50	46.41	45.66	44.91	47.00			46.56	45.68
		45.91	48.91	46.16	46.50	45.66	44.91	44.91	45.50	-	-		
	2.50	46.41	45.91	46.41	46.50	46.16	45.66	44.41	46.25			45.96	45.60
		45.16	44.91	45.66	46.00	44.91	44.66	44.41	45.00	-	-		
	3.25	45.66	45.66	45.41	46.00	46.16	45.66	45.66	45.75	45.86	45.86	45.76	-
45.66		45.66	45.41	46.00	46.16	45.66	45.66	45.75	45.86	45.86	45.76	-	
14,48	1.30	56.89	-	-	-	-	54.89	-	-	-	-	55.89	49.52
		50.90	-	-	-	-	54.15	-	-	-	-		
	1.75	49.40	49.80	48.15	49.00	48.40	48.15	48.40	-	-	-	48.77	47.42
		47.90	47.41	46.91	47.50	47.41	47.41	47.41	-	-	-		
	2.00	48.90	48.65	47.41	48.25	46.91	46.91	46.91	47.75	-	-	47.84	46.78
		47.16	46.91	46.41	46.75	46.91	46.41	46.66	47.00	-	-		
	2.50	48.40	48.40	47.16	47.50	46.66	46.91	47.90	47.50	-	-	47.49	46.46
		46.91	46.41	46.41	46.50	46.16	46.41	46.41	46.50	-	-		
	3.25	46.41	46.41	46.41	46.50	46.41	46.41	46.41	46.25	46.61	46.36	46.41	-
46.41		46.41	46.41	46.50	46.41	46.41	46.41	46.25	46.61	46.36	46.41	-	
14,48	4.55	46.16	46.16	46.16	46.25	46.16	45.91	46.16	46.25	46.36	46.11	46.17	-
		46.16	46.16	46.16	46.25	46.16	45.91	46.16	46.25	46.36	46.11	46.17	-
	6.00	45.91	45.66	46.00	46.00	46.16	45.40	45.66	45.75	46.11	45.86	45.84	-
		45.91	45.66	46.00	46.00	46.16	45.40	45.66	45.75	46.11	45.86	45.84	-
	7.75	45.41	45.41	45.16	45.75	45.66	45.16	45.16	45.50	45.86	45.86	45.49	-
		45.41	45.41	45.16	45.75	45.66	45.16	45.16	45.50	45.86	45.86	45.49	-
	9.60	45.16	45.16	45.16	45.75	45.41	44.91	44.91	45.25	45.86	45.36	45.27	-
		45.16	45.16	45.16	45.75	45.41	44.91	44.91	45.25	45.86	45.36	45.27	-

(continuación)

U_0	R.	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
cm/s	cm	A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
14,00	1.3	58.88	-	-	-	-	55.90	-	-	-	-	57.39	51.52
		53.39	-	-	-	-	49.65	-	-	-	-		
	1.75	52.15	49.40	49.65	53.50	48.90	48.40	49.40	-	-	-	50.20	48.42
		48.90	48.15	48.15	50.00	48.40	47.41	47.90	-	-	-		
	2.00	49.65	48.90	48.90	52.50	47.90	47.90	48.90	52.00	-	-	49.58	48.14
		47.90	47.65	47.90	49.00	47.90	47.90	47.90	49.00	-	-		
	2.50	49.15	48.90	48.40	49.00	47.90	47.90	47.90	48.50	-	-	48.45	47.40
		47.40	47.40	47.40	47.50	47.40	47.40	47.16	47.50	-	-		
	3.25	46.66	47.41	47.16	47.00	46.91	46.91	46.91	46.75	46.86	46.61	46.92	-
13,58	1.30	60.88	-	-	-	-	57.88	-	-	-	-	59.38	53.69
		54.39	-	-	-	-	52.40	-	-	-	-		
	1.75	55.89	54.89	53.89	56.00	53.39	53.89	52.40	-	-	-	54.34	52.77
		53.89	52.89	52.40	53.00	52.40	52.89	51.89	-	-	-		
	2.00	53.89	53.39	50.40	55.00	49.65	49.15	49.15	53.50	-	-	51.77	50.24
		52.39	51.90	48.90	52.50	48.90	48.15	48.65	50.50	-	-		
	2.50	51.40	49.90	49.40	53.00	49.40	48.90	48.90	49.50	-	-	50.00	48.67
		48.90	48.40	48.15	50.75	48.40	47.90	48.15	48.75	-	-		
	3.25	48.40	48.65	48.15	48.50	48.40	48.15	47.90	48.25	48.37	48.12	48.28	-
	4.55	48.15	48.40	47.90	48.00	48.15	47.66	47.41	48.00	47.61	47.36	47.86	-
	6.00	47.90	47.90	47.41	48.00	47.65	47.41	47.16	47.50	47.11	47.11	47.52	-
	7.75	47.41	47.65	47.16	47.75	47.40	46.91	47.91	47.25	47.11	46.86	47.24	-
	9.60	46.41	47.41	46.91	47.25	47.16	46.91	46.66	46.75	46.86	46.61	46.94	-

(continuación)

U ₀ cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
13,14	1.3	61.88	-	-	-	-	57.39	-	-	-	-	59.64	54.40
		56.39	-	-	-	-	52.40	-	-	-	-		
	1.75	56.39	54.89	53.89	57.5	52.40	51.40	51.40	-	-	-	53.98	51.70
		52.64	52.40	51.90	54.00	50.90	49.90	50.15	-	-	-		
	2.00	54.89	53.39	52.89	56.00	51.40	50.90	50.65	54.50	-	-	53.00	51.00
		51.15	51.40	50.40	55.00	49.90	49.90	48.65	51.50	-	-		
	2.50	52.89	51.90	51.90	54.50	49.90	48.40	49.65	51.00	-	-	51.39	50.00
		50.40	50.90	49.90	51.50	49.15	48.90	49.40	49.76	-	-		
	3.25	49.65	50.19	49.15	49.00	48.90	49.40	48.90	49.00	49.12	49.12	49.14	-
12,67	1.3	63.87	-	-	-	-	58.50	-	-	-	-	61.14	54.65
		56.89	-	-	-	-	52.40	-	-	-	-		
	1.75	57.39	56.89	55.39	59.00	55.39	53.89	52.89	-	-	-	55.83	53.30
		54.39	53.89	52.40	54.75	53.89	51.90	51.90	-	-	-		
	2.00	54.39	54.39	52.40	57.00	53.39	52.89	52.40	55.00	-	-	53.87	52.55
		53.89	52.40	51.90	54.50	52.40	51.40	51.40	52.50	-	-		
	2.50	53.89	53.39	51.90	54.00	52.89	52.40	51.90	53.50	-	-	52.98	52.00
		53.39	51.89	51.90	52.50	51.90	51.40	51.40	51.50	-	-		
	3.25	50.90	50.90	51.40	51.00	51.40	51.40	51.15	51.75	51.12	51.12	51.11	-
	4.55	50.40	50.65	50.90	50.50	50.90	50.90	50.65	50.25	50.87	50.62	50.66	-
	6.00	49.90	50.40	50.40	50.50	50.65	50.51	50.40	49.75	50.62	50.12	50.33	-
	7.75	49.65	50.15	49.90	50.00	50.15	50.08	49.65	49.50	50.12	49.62	49.88	-
	9.60	49.40	49.90	49.40	49.75	49.90	49.62	49.40	49.25	49.87	49.37	49.59	-

U ₀	R	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
cm/s	cm	A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
12,17	1.3	65.37	-	-	-	-	60.90	-	-	-	-	63.14	57.13
		58.37	-	-	-	-	58.89	-	-	-	-		
	1.75	53.38	57.39	55.39	60.50	55.89	54.39	53.39	-	-	-	56.48	54.26
		55.89	54.39	52.89	56.00	54.39	53.89	52.40	-	-	-		
	2.00	55.39	54.39	53.89	57.50	53.89	53.89	52.40	56.00	-	-	54.67	53.30
		54.89	53.39	52.40	54.75	52.89	53.39	51.90	53.00	-	-		
	2.50	53.89	53.89	52.89	56.00	53.39	53.89	52.90	54.00	-	-	53.79	52.36
		52.40	52.40	51.40	53.50	51.90	52.89	51.90	52.50	-	-		
	3.25	52.40	51.90	52.15	52.00	51.90	51.98	51.90	51.75	52.12	51.87	52.00	-
4.55	51.90	51.65	51.65	52.00	51.65	51.52	51.40	51.50	52.12	57.37	51.68	-	
6.00	51.40	51.40	51.40	51.75	51.15	51.00	51.15	51.25	51.62	51.12	51.32	-	
7.75	51.15	51.15	50.90	51.25	50.90	50.77	50.65	51.00	51.12	50.87	50.98	-	
9.60	50.90	50.90	50.65	51.00	50.90	50.40	50.40	50.50	50.62	50.62	50.69	-	
11,11	1.30	67.87	-	-	-	-	61.38	-	-	-	-	64.63	59.89
		62.38	-	-	-	-	57.39	-	-	-	-		
	1.75	58.88	56.89	58.38	62.00	58.38	55.89	54.39	-	-	-	57.83	55.62
		55.89	54.39	55.89	57.50	56.39	54.89	54.39	-	-	-		
	2.00	55.39	55.39	55.89	59.00	56.89	54.89	54.89	56.50	-	-	56.30	54.72
		54.39	54.39	54.89	56.00	54.89	54.39	54.34	54.50	-	-		
	2.50	55.89	54.89	54.89	55.50	54.89	54.39	54.39	55.50	-	-	55.04	54.14
		53.89	54.14	54.39	54.00	54.39	54.39	53.39	54.50	-	-		
	3.25	54.89	54.39	54.14	54.50	54.39	54.39	54.39	54.25	54.63	54.38	54.44	-
4.55	54.39	54.14	53.89	54.00	53.89	53.89	53.89	54.00	54.13	53.88	54.00	-	
6.00	53.89	53.89	53.39	53.75	53.64	53.74	53.39	53.50	53.63	53.63	53.64	-	
7.75	53.64	53.39	53.14	53.50	53.64	53.60	52.89	53.00	53.38	52.88	53.31	-	
9.60	53.14	52.89	52.89	53.50	53.39	53.39	52.40	52.50	53.13	52.63	52.00	-	

(continuación)

U_o cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
10,03	1.3	68.86	-	-	-	-	61.88	-	-	-	-	65.37	61.63
		63.87	-	-	-	-	59.38	-	-	-	-		
	1.75	61.38	58.38	57.88	54.50	60.88	58.38	59.38	-	-	-	60.11	58.00
		60.38	57.88	57.39	58.50	57.88	56.89	57.39	-	-	-		
	2.00	66.88	57.85	57.39	59.75	58.88	57.88	57.88	59.00	-	-	58.69	57.51
		58.13	57.39	56.89	58.50	57.39	56.89	56.89	58.00	-	-		
	2.50	57.88	57.39	56.88	58.50	57.39	56.64	56.64	57.50	-	-	57.35	56.82
		56.89	56.89	56.39	57.25	56.89	56.64	56.64	57.00	-	-		
	3.25	57.88	56.89	55.89	57.00	56.89	56.60	56.39	57.00	57.14	56.89	56.87	-
8,69	1.3	71.36	-	-	-	-	64.87	-	-	-	-	68.12	63.50
		64.62	-	-	-	-	62.38	-	-	-	-		
	1.75	64.37	63.87	53.87	65.50	63.37	63.37	62.87	-	-	-	63.89	62.71
		63.37	62.62	62.87	63.50	62.38	62.13	62.13	-	-	-		
	2.00	63.37	62.87	62.87	65.00	62.38	62.38	62.38	64.00	-	-	63.16	62.13
		62.38	61.88	62.13	62.75	61.88	61.88	61.63	62.50	-	-		
	2.50	62.38	61.88	62.13	63.50	61.87	62.38	62.43	63.00	-	-	62.41	61.72
		61.88	61.13	61.13	62.25	61.87	61.63	61.38	62.00	-	-		
	3.25	62.30	61.87	61.38	62.00	61.88	62.13	61.63	62.00	61.65	61.15	61.80	-
	4.55	62.12	61.62	60.88	61.75	61.38	61.63	61.13	61.50	61.40	61.65	61.41	-
	6.00	61.62	61.12	60.38	61.50	60.88	61.13	60.63	61.00	60.90	60.39	60.96	-
	7.75	61.12	60.62	59.88	61.25	60.38	60.63	60.38	60.50	60.65	60.14	60.56	-
	9.60	60.88	60.62	59.38	61.00	60.38	60.40	59.88	60.00	60.39	59.89	60.28	-

U_o cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
8,00	1.3	78.65 69.87	- -	- -	- -	- -	75.94 66.91	- -	- -	- -	- -	77.30	68.30
	1.75	66.87 64.87	64.62 64.37	64.87 64.37	66.50 65.00	66.37 64.87	65.37 63.87	64.37 63.87	- -	- -	- -	65.57	64.46
	2.00	64.87 63.87	63.62 63.37	63.87 63.37	65.50 64.50	64.37 63.87	64.37 63.37	63.37 63.37	65.00 63.75	- -	- -	64.87	63.68
	2.50	63.87 63.37	63.12 63.12	63.37 63.12	64.50 63.25	63.87 63.37	64.87 63.12	63.37 62.87	64.00 63.00	- -	- -	63.75	63.15
	3.25	63.87	63.12	62.87	63.25	63.37	63.37	62.87	62.75	63.15	62.65	63.13	-
	4.55	63.37	62.81	62.37	63.00	63.12	63.12	62.38	62.50	62.40	62.40	62.75	-
	6.00	62.87	62.37	62.13	62.50	62.62	62.62	62.13	62.25	62.15	62.15	62.38	-
	7.75	62.37	62.37	61.63	62.25	62.13	62.13	61.88	62.25	62.15	61.90	62.11	-
	9.60	61.87	61.87	61.38	62.25	62.13	62.13	61.63	61.75	61.90	61.90	61.88	-
7,36	1.3	86.10 74.85	- -	- -	- -	- -	82.34 69.86	- -	- -	- -	- -	84.22	72.36
	1.75	79.84 71.86	72.85 70.86	70.86 68.36	74.50 69.00	78.34 69.86	68.86 67.86	69.86 67.37	- -	- -	- -	73.59	69.31
	2.00	68.86 67.37	68.36 67.86	69.86 67.37	70.00 68.00	68.36 67.39	68.36 66.87	67.86 67.12	69.50 67.36	- -	- -	68.90	67.42
	2.50	66.87 66.87	67.37 67.12	67.86 66.87	68.50 67.00	66.87 66.37	67.37 66.37	66.87 66.87	67.50 67.25	- -	- -	67.40	66.84
	3.25	66.87	66.37	66.37	67.00	67.12	67.12	66.62	67.00	67.16	67.16	66.88	-
	4.55	66.37	66.12	65.87	66.75	66.62	66.62	66.12	66.50	66.91	66.41	66.43	-
	6.00	65.87	65.87	65.62	66.50	66.37	66.37	65.87	66.25	66.41	65.91	66.07	-
	7.75	65.62	65.62	65.37	66.00	66.12	66.12	65.37	65.75	65.91	65.41	65.73	-
	9.60	65.37	65.12	65.12	65.75	65.87	65.12	64.89	65.25	65.65	65.16	65.33	-

U ₀ cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
6,59	1.3	88.82	-	-	-	-	84.83	-	-	-	-	86.83	75.85
		77.35	-	-	-	-	74.35	-	-	-	-		
	1.75	78.59	74.85	73.60	80.00	73.85	73.35	71.86	-	-	-	75.16	71.98
		74.85	72.35	71.11	71.50	71.36	71.36	71.36	-	-	-		
	2.00	71.86	72.36	71.61	72.50	71.86	70.86	70.86	72.00	-	-	71.74	70.61
		71.11	71.36	70.86	71.25	68.11	70.86	70.36	71.00	-	-		
	2.50	71.11	71.86	71.11	71.50	70.86	70.61	70.36	71.00	-	-	71.10	70.33
		70.61	70.86	70.36	70.50	69.86	70.11	69.86	70.50	-	-		
	3.25	70.61	69.86	69.61	70.50	70.36	70.36	70.36	70.00	69.72	69.67	70.00	-
5,83	1.3	92.31	-	-	-	-	84.83	-	-	-	-	88.57	78.34
		80.83	-	-	-	-	75.85	-	-	-	-		
	1.75	84.33	81.84	83.83	82.50	77.35	79.34	77.35	-	-	-	80.93	77.15
		78.84	77.35	79.84	76.00	74.85	77.84	74.35	-	-	-		
	2.00	79.84	79.34	77.35	78.50	74.35	75.35	74.85	74.35	-	-	76.74	75.00
		77.35	76.85	75.85	75.00	73.35	74.35	73.85	73.50	-	-		
	2.50	77.35	76.35	77.34	76.50	74.10	74.35	73.85	74.00	-	-	75.48	73.86
		74.85	74.85	73.85	74.50	73.10	73.85	73.35	72.30	-	-		
	3.25	73.35	72.85	72.36	73.25	73.35	73.35	73.35	73.00	73.43	73.18	73.15	-
	4.55	72.85	72.36	71.86	72.75	73.10	72.85	72.85	72.75	72.92	72.42	72.67	-
	6.00	72.36	71.86	71.61	72.50	72.85	72.36	72.36	72.25	72.42	72.17	72.27	-
	7.75	71.86	71.61	71.36	72.25	72.60	72.11	72.11	72.00	72.17	71.92	72.00	-
	9.60	71.61	71.61	70.86	72.25	72.36	71.86	71.86	71.75	71.92	71.92	71.80	-

(continuación)

U_o cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
5,20	1.3	94.81	-	-	-	-	86.83	-	-	-	-	90.82	83.09
		86.33	-	-	-	-	79.84	-	-	-	-		
	1.75	84.33	79.84	79.84	84.00	81.84	83.83	80.84	-	-	-	82.07	78.70
		79.34	78.84	78.84	78.84	78.34	79.34	77.84	-	-	-		
	2.00	79.84	77.84	78.34	81.25	79.34	81.34	78.39	79.50	-	-	79.47	77.32
		77.35	77.35	77.35	77.50	77.35	77.84	76.85	77.00	-	-		
	2.50	77.35	77.35	77.84	79.50	77.35	79.34	77.35	77.50	-	-	77.95	76.48
		74.85	76.85	76.85	77.00	76.85	77.35	76.35	75.75	-	-		
	3.25	76.60	76.10	75.85	76.50	76.60	76.60	76.10	76.00	76.68	76.18	76.21	-
	4.55	76.10	75.60	75.35	75.75	76.60	76.10	75.60	75.50	75.93	75.68	75.82	-
	6.00	75.60	75.35	74.85	75.25	76.10	75.60	75.35	74.75	75.68	75.68	75.42	-
4,23	1.30	114.8	-	-	-	-	107.3	-	-	-	-	111.1	99.55
		104.3	-	-	-	-	94.8	-	-	-	-		
	1.75	99.3	98.30	97.30	99.50	103.3	104.8	97.31	-	-	-	99.97	96.62
		97.3	97.30	94.81	94.50	98.8	97.3	96.31	-	-	-		
	2.00	97.3	94.81	93.81	97.50	99.3	102.8	96.31	94.00	-	-	96.98	94.23
		95.8	94.31	93.31	92.50	96.8	96.8	92.32	92.00	-	-		
	2.50	94.8	93.81	92.32	95.00	97.3	99.8	93.31	92.00	-	-	94.79	93.14
		94.8	92.32	92.32	91.75	94.8	96.3	91.32	91.50	-	-		
	3.25	91.82	91.56	91.32	91.25	91.57	92.10	91.32	91.25	91.41	91.47	91.51	-
	4.55	91.56	91.32	91.10	91.00	91.00	91.57	91.00	90.75	91.22	90.96	91.15	-
4,23	6.00	91.32	91.10	90.57	90.75	91.00	91.00	90.57	90.50	90.96	90.72	90.85	-
	7.75	91.10	90.82	89.82	90.50	90.82	90.57	90.32	90.25	90.72	90.47	90.54	-
	9.60	90.82	90.56	89.32	90.50	90.57	90.32	90.00	90.00	90.22	90.22	90.25	-

TABLA 4.2.: DATOS EXPERIMENTALES DE TEMPERATURA

dp = 0,246 mm

U_o cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
14,81	1.3	50.89	-	-	-	-	48.90	-	-	-	-	50.40	46.91
		47.41	-	-	-	-	46.91	-	-	-	-		
	1.75	47.16	49.65	45.41	45.00	46.91	45.91	43.91	-	-	-	46.28	44.71
		44.41	46.91	43.66	43.75	46.41	43.91	43.91	-	-	-		
	2.00	44.91	47.90	44.41	43.00	46.41	44.41	43.66	44.00	-	-	44.84	43.52
		43.00	46.41	42.91	42.40	44.41	43.91	42.91	42.50	-	-		
	2.50	44.41	45.91	42.91	42.50	44.91	43.91	43.91	43.25	-	-	43.96	42.75
		43.41	43.91	41.92	42.25	43.66	42.92	42.42	42.00	-	-		
	3.25	42.42	42.60	42.00	42.00	42.42	42.40	42.42	41.75	42.10	42.35	42.25	-
	4.55	41.90	41.50	41.25	41.50	41.92	41.92	41.92	41.25	42.10	42.10	41.74	-
	6.00	41.50	41.25	41.00	41.25	41.67	41.50	41.92	41.00	41.35	41.35	41.39	-
14,40	1.30	54.89	-	-	-	-	53.39	-	-	-	-	54.14	47.03
		48.40	-	-	-	-	45.66	-	-	-	-		
	1.75	47.41	54.89	45.41	46.62	55.14	46.91	45.41	-	-	-	48.83	47.36
		46.91	53.89	44.91	45.62	47.90	46.91	45.41	-	-	-		
	2.00	46.41	49.90	44.91	45.90	48.90	45.41	44.91	45.41	-	-	46.59	46.25
		46.41	49.40	44.66	45.41	48.90	45.41	44.91	44.91	-	-		
	2.50	45.66	46.41	44.91	45.25	45.91	45.41	44.91	45.25	-	-	45.46	45.40
		45.66	46.41	44.91	45.00	45.91	45.41	44.91	45.00	-	-		
	3.25	45.20	46.20	44.88	45.00	46.16	45.41	45.41	44.75	45.61	45.61	45.42	-
	4.55	45.00	45.20	44.86	44.75	45.65	45.91	45.41	44.50	45.11	45.11	45.10	-
	6.00	44.45	44.80	44.55	45.50	45.41	45.20	45.16	44.00	44.86	44.61	44.75	-
	7.75	44.14	45.00	44.20	44.50	45.16	45.00	44.66	43.50	44.86	44.11	44.51	-
	9.60	44.00	44.40	43.00	44.50	45.16	44.60	44.41	42.00	44.86	43.10	44.00	-

[illegible]

U_0 cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
13,14	1.3	60.45	-	-	-	-	56.40	-	-	-	-	58.42	52.75
		55.39	-	-	-	-	50.10	-	-	-	-		
	1.75	55.39	56.39	48.41	49.50	54.89	49.90	49.90	-	-	-	52.0	49.49
		49.90	53.39	47.49	47.00	52.40	48.40	47.41	-	-	-		
	2.00	49.40	53.14	47.41	48.00	51.40	48.90	49.90	48.50	-	-	49.58	47.62
		47.41	49.41	46.91	46.50	48.90	46.91	47.90	47.00	-	-		
	2.50	48.40	49.90	47.40	47.25	48.90	48.40	47.90	47.00	-	-	48.14	47.40
		48.40	48.90	46.40	46.00	47.41	48.40	47.90	46.00	-	-		
	3.25	47.55	48.00	47.10	47.00	48.40	47.55	47.90	46.75	47.61	47.11	47.52	-
12,17	1.30	61.47	-	-	-	-	57.40	-	-	-	-	59.94	53.40
		54.89	-	-	-	-	51.90	-	-	-	-		
	1.75	49.90	57.38	49.90	52.50	57.38	49.65	48.90	-	-	-	52.23	49.74
		49.15	52.40	47.41	50.50	52.40	47.40	48.90	-	-	-		
	2.00	48.90	52.40	49.90	51.50	50.90	48.40	48.41	50.50	-	-	50.11	48.52
		47.90	50.40	48.90	48.25	49.90	47.41	47.41	48.00	-	-		
	2.50	49.90	49.90	48.90	48.50	49.90	48.50	48.90	48.25	-	-	49.10	48.42
		49.40	49.40	47.41	47.75	49.80	47.91	47.90	47.75	-	-		
	3.25	48.59	48.79	48.39	48.25	48.90	48.59	48.90	48.25	48.62	48.62	48.59	-
	4.55	48.10	48.50	47.50	48.00	48.90	48.00	48.65	47.50	48.12	47.12	48.00	-
	6.00	47.76	48.40	47.48	47.50	48.90	47.88	48.40	47.50	48.12	46.86	47.88	-
	7.75	47.52	48.20	47.41	47.50	48.65	47.71	48.40	47.00	48.12	46.61	47.71	-
	9.60	47.32	48.00	47.10	47.50	48.40	47.46	48.15	46.50	48.12	46.11	47.47	-

(continuación)

U_o cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
11.11	1.3	62.87	-	-	-	-	56.39	-	-	-	-	59.63	55.64
		58.88	-	-	-	-	52.39	-	-	-	-		
	1.75	58.88	59.38	52.40	54.00	58.88	54.89	54.39	-	-	-	56.12	52.56
		52.40	52.40	51.90	51.50	54.89	52.40	52.40	-	-	-		
	2.00	53.39	54.89	51.90	53.50	53.89	51.89	51.90	52.50	-	-	52.98	51.20
		53.39	53.40	50.89	50.00	52.40	50.40	49.90	50.25	-	-		
	2.50	51.90	53.39	51.40	51.00	52.46	51.90	51.40	50.50	-	-	51.74	51.00
		51.90	51.90	50.90	49.75	51.90	51.90	50.90	59.50	-	-		
	3.25	50.15	51.90	49.86	49.25	51.89	50.13	51.65	48.75	50.12	49.62	50.33	-
	4.55	49.68	50.00	49.84	49.00	51.40	49.84	50.90	48.50	49.62	49.62	49.84	-
	6.00	49.00	49.80	49.00	48.50	49.90	49.00	49.65	48.50	49.12	48.87	49.13	-
	7.75	48.84	49.40	47.84	48.50	49.90	48.84	49.40	48.25	48.62	48.37	48.85	-
	9.60	48.55	49.10	48.10	48.25	48.40	49.40	48.55	49.40	48.12	48.12	48.55	-
10.03	1.30	64.87	-	-	-	-	57.39	-	-	-	-	61.13	56.40
		60.39	-	-	-	-	52.40	-	-	-	-		
	1.75	61.13	62.87	57.88	56.00	57.88	57.88	54.89	-	-	-	59.22	56.12
		54.89	60.38	54.89	54.50	57.88	56.88	53.39	-	-	-		
	2.00	53.40	57.39	53.14	54.50	56.89	56.14	52.40	52.50	-	-	54.55	53.55
		52.40	56.89	52.40	53.50	54.89	54.89	51.40	52.00	-	-		
	2.50	54.89	55.39	53.39	52.00	55.14	53.39	52.40	52.00	-	-	53.58	51.89
		51.15	54.39	51.40	51.50	52.15	51.65	51.40	51.50	-	-		
	3.25	51.92	53.40	50.10	51.50	53.39	51.92	51.55	51.25	51.87	51.87	51.88	-
	4.55	51.60	52.90	49.90	51.25	52.89	51.59	51.40	51.00	51.87	51.12	51.55	-
	6.00	51.30	52.50	49.62	50.75	52.40	51.22	51.15	50.50	51.62	50.87	51.19	-
	7.75	50.80	52.00	49.20	50.50	51.90	50.72	50.65	50.25	50.62	50.37	50.70	-
	9.60	50.10	51.50	49.00	50.00	51.40	50.00	50.40	49.50	50.12	49.12	50.11	-

U ₀ cm/s	R cm	DISTRIBUCIÓN DE TEMPERATURA RADIAL, °C										MEDIA	
		A	B	F	G	C	D	E	H	I ⁺	I ⁻	MAX.	MIN.
9,44	1.30	67.37	-	-	-	-	61.13	-	-	-	-	64.25	58.39
		61.88	-	-	-	-	54.89	-	-	-	-		
	1.75	57.88	59.88	55.89	56.00	57.39	56.39	55.49	-	-	-	56.97	54.23
		52.40	57.39	54.64	52.50	53.39	55.14	54.14	-	-	-		
	2.00	55.89	56.88	54.14	55.00	57.14	55.14	54.89	54.00	-	-	55.39	53.89
		53.39	56.88	53.89	53.50	52.40	52.89	54.64	53.50	-	-		
	2.50	55.39	56.89	53.89	54.00	56.89	54.39	53.14	54.00	-	-	54.82	53.23
		57.89	55.39	53.39	53.50	52.40	52.89	52.40	53.00	-	-		
	3.25	53.90	55.80	53.90	53.75	55.39	53.80	53.89	53.50	54.63	54.13	54.27	-
8,00	1.30	74.85	-	-	-	-	75.84	-	-	-	-	75.35	67.26
		67.90	-	-	-	-	66.61	-	-	-	-		
	1.75	68.61	73.33	65.92	63.00	72.36	64.87	62.62	-	-	-	67.24	61.59
		59.88	70.25	59.13	59.75	62.87	59.88	59.38	-	-	-		
	2.00	62.38	65.36	62.38	62.25	66.87	59.88	62.87	59.75	-	-	63.28	58.83
		59.38	62.87	57.88	60.25	59.88	56.64	57.88	55.89	-	-		
	2.50	62.38	65.87	59.58	59.00	64.37	62.13	58.88	58.50	-	-	61.34	58.32
		61.87	59.88	57.88	57.00	59.88	57.14	56.89	56.00	-	-		
	3.25	60.10	61.20	58.20	58.00	60.63	58.76	60.37	57.25	58.14	58.14	59.18	-
	4.55	58.84	59.12	57.90	58.00	60.63	58.63	60.37	57.00	58.14	57.64	58.63	-
	6.00	57.95	58.93	57.20	57.75	58.13	57.46	57.88	57.00	57.39	56.64	57.63	-
	7.75	57.00	57.90	56.92	57.00	57.63	56.96	57.63	56.50	56.64	56.39	57.06	-
	9.60	56.91	57.00	56.84	56.50	57.14	56.91	56.89	55.75	56.64	56.13	56.67	-

TABLA 4.3.: DATOS EXPERIMENTALES DE TRANSFERENCIA DE CALOS CON TUBOS INMERSOS

$$d_t = 20 \text{ mm}$$

$$dp = 0,15 \text{ mm}$$

$$L = 150 \text{ mm}$$

$$A_t = 0,009425 \text{ m}^2$$

$$S_T = 75 \text{ mm}$$

FACTOR DE CORRECCIÓN	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TEMPERATURA, °C			POTEN- CIA	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
FC	U_o , cm/s	Lecho	Superficie	ΔT	W	$h_c \left(\frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C} \right)$
1,060	18,98	38,70	98,30	59,60	150	267,03
1,100	18,33	40,03	99,47	59,44	"	267,75
1,110	17,80	40,88	100,57	59,69	"	266,63
1,120	17,28	41,49	100,69	59,20	"	268,84
1,140	16,19	42,76	101,56	58,96	"	269,93
1,160	15,75	43,06	102,44	59,38	"	268,02
1,170	15,17	43,72	102,90	59,18	"	268,92
0,98	14,81	44,52	103,38	58,86	"	270,38
1,04	14,48	49,27	104,22	58,95	"	269,98
1,08	14,00	46,00	105,33	59,33	"	268,25
1,10	13,58	46,94	106,23	59,29	"	268,43
1,12	13,14	48,21	107,30	59,09	"	269,34
1,14	12,67	49,59	109,27	59,68	"	266,67
1,16	12,17	50,69	110,79	60,10	"	264,81
1,20	11,11	52,00	113,98	61,95	"	256,90
1,25	10,03	55,68	119,06	63,38	"	251,11
1,28	8,69	60,28	127,27	66,99	"	237,57
1,30	8,00	61,88	131,55	69,67	"	228,44
1,32	7,36	65,33	137,97	72,64	"	219,10
1,33	6,59	68,95	145,50	76,55	"	207,90
1,35	5,83	71,80	155,80	84,00	"	189,47
1,36	5,20	74,72	164,56	89,84	"	177,19
1,37	4,23	90,25	194,87	104,62	"	152,12

TABLA 4.4.: DATOS EXPERIMENTALES DE TRANSFERENCIA DE CALOS CON TUBOS INMERSOS

$$d_t = 20 \text{ mm}$$

$$A_H = 0,009425 \text{ m}^2$$

$$dp = 0,246 \text{ mm}$$

$$L = 150 \text{ mm}$$

$$S_T = 75 \text{ mm}$$

FACTOR DE CORRECCIÓN	VELOCIDAD SUPERFICIAL	TEMPERATURA, °C			POTENCIA	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
FC	U_o cm/s	Lecho	Superficie	ΔT	W	$h_c \left(\frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C} \right)$
1,060	18,98	37,61	109,08	71,47	150	222,68
1,100	18,33	37,79	109,81	72,02	"	220,98
1,110	17,80	38,05	109,73	71,68	"	222,03
1,120	17,28	38,61	109,84	71,33	"	223,12
1,140	16,19	39,05	109,86	70,81	"	224,76
1,160	15,75	40,10	110,31	70,21	"	226,68
1,170	15,17	40,96	110,96	70,00	"	227,36
0,98	14,81	40,42	111,51	71,09	"	224,00
1,02	14,48	43,57	114,04	70,47	"	225,84
1,06	14,40	44,00	116,34	72,34	"	220,00
1,08	14,00	44,50	119,67	75,17	"	211,73
1,10	13,58	45,21	121,14	75,93	"	209,60
1,12	13,14	46,12	121,32	75,20	"	211,64
1,14	12,67	46,94	122,67	75,73	"	210,16
1,16	12,17	47,46	124,65	77,19	"	206,18
1,20	11,11	48,55	126,46	77,90	"	204,30
1,25	10,03	50,09	131,30	81,21	"	195,97
1,26	9,44	52,34	138,83	86,49	"	184,01
1,28	8,69	56,13	145,64	89,51	"	177,80
1,30	8,00	56,51	156,30	99,79	"	159,40
1,32	7,36	60,71	168,06	107,35	"	148,25
1,33	6,59	71,51	189,37	117,86	"	135,03
1,35	5,83	73,11	213,91	140,80	"	113,03
1,36	5,20	78,09	247,71	169,62	"	93,83

PREDICCIÓN DE LA TEMPERATURA DEL LECHO MEDIANTE UN ANÁLISIS
 MACROSCÓPICO

El siguiente análisis es basado sobre las condiciones de una mezcla perfecta; es decir que en el sistema fluidizado tanto las partículas fluidizadas como el gas fluidizante se encuentran a la misma temperatura. Considerando las paredes de la cámara de intercambio adiabáticas ya que fueron especialmente aisladas.

Considerando que el aire entra a temperatura " T_o " y sale a " T_b " y la superficie de intercambio se encuentra a " T_s ". Haciendo un balance de energía se encuentra:

$$h_c A_t (T_s - T_b) = \rho A U C_p (T_b - T_o)$$

o

$$\frac{\rho C_p U A}{h_c A_t} = \frac{T_s - T_b}{T_b - T_o}$$

$$\gamma = \frac{T_s - T_b}{T_b - T_o} \quad (5.1)$$

con lo que se obtiene para la temperatura del lecho " T_b "

$$T_b = \frac{T_s - \gamma T_o}{\gamma + 1}$$

La figura 5.1 muestra el esquema considerado para hacer el balance de energía.

Las tablas 5.1 y 5.2 dan los valores calculados para T_b mediante esta relación, comparando a su vez con los valores medidos experimentalmente; en las cuales se puede notar que existe un pequeño error, oscilando entre $1.7 \rightarrow 6.8\%$ el cual es razonablemente aceptado. De lo anterior este modelo puede ser usado para predecir también el coeficiente global de transferencia de calor conociendo la relación γ como una función de las temperaturas del sistema.

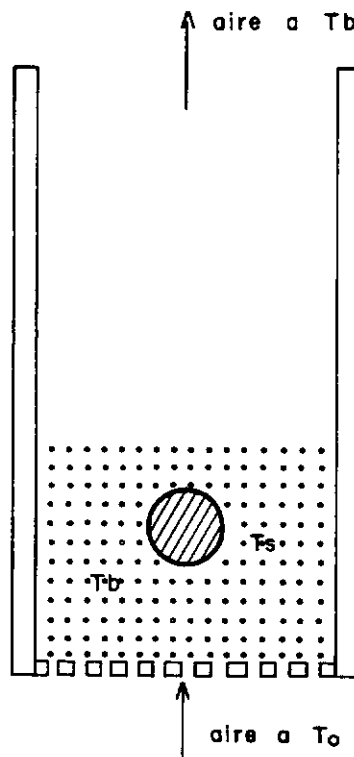


Figura 5.1 - Esquema para el Analisis Macroscopico

TABLA 5.1.: DATOS DEL ANÁLISIS MACROSCÓPICO, $dp = 0,15 \text{ mm}$

$$A_t = 0,009425 \text{ m}^2$$

$$T_o = 24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 0,045 \text{ m}^2$$

$U \times 10^2$	h	γ	TEMPERATURA DEL LECHO, $^\circ\text{C}$		T_s , $^\circ\text{C}$
m/s	$W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	$\rho A U C_p / A_T h$	MEDIDA	CALCULADA	SUPERFICIE
18,98	267,03	4,297	38,70	38,03	98,30
18,33	267,75	4,140	40,03	38,69	99,47
17,80	266,63	4,040	40,88	39,24	100,57
17,28	268,84	3,890	41,49	39,70	100,69
16,19	269,93	3,640	42,76	40,72	101,56
15,75	268,02	3,553	43,06	41,23	102,44
15,17	268,92	3,411	43,72	41,89	102,90
14,81	270,38	3,312	44,52	42,41	103,38
14,48	269,98	3,243	45,27	42,95	104,38
14,00	268,25	3,155	46,00	43,57	105,53
13,58	268,43	3,059	46,94	44,26	106,23
13,14	269,34	2,950	48,21	45,10	107,30
12,67	266,67	2,873	49,59	46,02	109,27
12,17	264,81	2,780	50,69	46,97	110,79
11,11	256,90	2,615	52,00	48,84	113,79
10,03	251,11	2,415	55,68	51,84	119,06
8,69	237,57	2,212	60,28	56,17	127,27
8,00	228,44	2,117	61,88	58,50	131,55
7,36	219,10	2,031	65,33	61,60	137,97
6,59	207,90	1,917	68,95	65,66	145,50
5,83	189,47	1,860	71,80	70,10	155,80

TABLA 5.2.: DATOS DEL ANÁLISIS MACROSCÓPICO, $dp = 0,246 \text{ mm}$

$$A_t = 0,009425 \text{ m}^2$$

$$T_o = 24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 0,0450 \text{ m}^2$$

$U \times 10^2$	h	γ	TEMPERATURA DEL LECHO, $^\circ\text{C}$ T_h		$T_s \text{ } ^\circ\text{C}$
m/s	$W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$	$\rho A U^C P / A_T h$	MEDIDA	CALCULADA	SUPERFICIE
18,98	222,68	5,153	37,61	37,82	109,08
18,33	220,98	5,020	37,79	38,25	109,81
17,80	222,03	4,850	38,05	38,65	109,73
17,28	223,12	4,680	38,51	39,12	109,84
16,19	224,76	4,360	39,05	40,02	109,86
15,75	226,68	4,200	40,10	40,60	110,31
15,17	227,36	4,030	40,26	41,29	110,96
14,81	224,00	4,000	40,42	41,50	111,51
14,48	229,84	3,900	43,53	42,50	114,04
14,40	220,	3,950	44,00	42,65	116,34
14,00	211,73	4,000	44,50	43,13	119,67
13,58	209,60	3,920	45,21	43,74	121,14
13,14	211,64	3,750	46,12	44,49	121,32
12,67	210,16	3,640	46,94	45,27	122,67
12,17	206,18	3,57	47,46	46,02	124,65
10,03	195,97	3,19	50,09	50,23	131,30
9,44	184,01	3,10	52,34	52,01	138,83
8,00	159,40	3,03	56,51	56,83	156,30
7,36	148,25	3,00	60,71	60,02	168,06
6,59	135,03	2,95	71,51	65,87	189,37
5,20	93,83	3,35	78,09	75,43	247,71